



ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DE CHIMBORAZO

FACULTAD DE CIENCIAS

ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA

**“DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE UN REACTOR CONTINUO DE MEZCLA
COMPLETA”**

Previo a la obtención del Título de:

INGENIERO QUÍMICO

MÓNICA DE LOS ÁNGELES BAYAS MANZANO

CRISTIAN FERNANDO NÚÑEZ AGUAGALLO

RIOBAMBA - ECUADOR

2011

AGRADECIMIENTO

Agradecemos de antemano a Dios por darnos la vida y por permitirnos cumplir con uno de nuestros más grandes sueños, además damos gracias por los conocimientos adquiridos en la Escuela Superior Politécnica de Chimborazo, a la Facultad de Ciencias - Escuela de Ingeniería Química, a la planta de docentes de la Escuela de Ingeniería Química y de manera especial al Director de Tesis Ing. Marco Chuiza y al colaborador Ing. Gonzalo Sánchez, quienes nos brindaron su apoyo durante la elaboración de la presente Tesis.

DEDICATORIA

En la culminación de una etapa más en mi vida dedico esta Tesis a mi madre *María Patricia Manzano Cepeda* que ha sido el pilar fundamental en mi vida, a mi padre *Gerardo Geovanny Bayas Manzano (+)* que aunque Dios quiso llevárselo de mi lado, me enseñó a ser una persona responsable y de bien, te extraño papi esto es por ti. A mi novio *Cristian Fernando* que con todo su apoyo y amor me ha sabido acompañar a lo largo de toda mi carrera y yo sé que si los dos no nos hubiéramos apoyado en las buenas y en las malas quizás no estaríamos ahora aquí, y por último al más pequeño de mi familia a mi hermanito *Ariel Omar Bayas Manzano* te quiero mucho ñañito eres mi razón de vivir.

Para ustedes con mucho cariño.

Mónica

Me gustaría dedicar esta Tesis a toda mi familia.

Para mis padres *Lauri* y *Luis*, por su comprensión y ayuda en momentos malos y buenos. Me han enseñado a encarar las adversidades sin perder nunca la dignidad ni desfallecer en el intento. Me han dado todo lo que soy como persona, educación, principios, mi perseverancia y mi empeño y todo ello con una gran dosis de amor y sin pedir nunca nada a cambio.

Para *mi novia Mónica* por su paciencia, comprensión, empeño, fuerza, amor, y por ser mi complemento. Es la persona que me ha hecho ser mejor. Realmente ella me llena por dentro para conseguir un equilibrio que me permita dar el máximo de mí. Nunca le podré estar suficientemente agradecido.

Para mis hermanos *Santi*, *Amy* y *Sebas* que son el motivo más grande para seguir en la lucha y demostrar que si se quiere se puede.

A todos ellos, muchas gracias de todo corazón.

Cristian

Nombre

Firma

Fecha

Dra. Yolanda Díaz H.

DECANA DE LA FACULTAD DE CIENCIAS

Ing. Mario Villacrés A.

DIRECTOR DE ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA

Ing. Marco Chuiza R.

DIRECTOR DE TESIS

Ing. Gonzalo Sánchez A.

MIEMBRO DEL TRIBUNAL

Tlgo. Carlos Rodríguez

DIRECTOR DEL CENTRO DE DOCUMENTACIÓN

Nosotros, **MÓNICA DE LOS
ÁNGELES BAYAS MANZANO
Y CRISTIAN FERNANDO
NÚÑEZ AGUAGALLO** somos
responsables de las ideas, doctrinas
y resultados expuestos en esta
Tesis, y el patrimonio intelectual de
la Tesis de Grado le pertenece a la
Escuela Superior Politécnica de
Chimborazo.

ÍNDICE DE CONTENIDO

	Pp
PORTADA	
AGRADECIMIENTO	
DEDICATORIA	
ÍNDICE DE CONTENIDO	
ÍNDICE DE TABLAS	
ÍNDICE DE FIGURAS	
ÍNDICE DE ANEXOS	
RESUMEN.....	i
SUMMARY.....	ii
INTRODUCCIÓN.....	iii
ANTECEDENTES.....	iv
JUSTIFICACIÓN.....	v
OBJETIVOS.....	vi
MARCO TEÓRICO	2
1.1. REACTORES QUÍMICOS	3
1.1.1. REACTOR QUÍMICO	3
1.1.2. FUNCIONES DE UN REACTOR QUÍMICO	3
1.1.3. REACTORES IDEALES	3
1.1.4. TIPOS DE PROCESO	5
1.1.5. TIPOS DE REACTORES QUÍMICOS	8
1.1.6. ELECCIÓN DEL REACTOR	9
1.1.7. DISEÑO DE REACTORES	9

1.2.	REACTOR DE MEZCLA COMPLETA	10
1.2.1.	VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE UN REACTOR DE MEZCLA COMPLETA	12
1.2.2.	USOS EN LA INDUSTRIA	12
1.2.3.	MODELO MATEMÁTICO DE REACTOR DE MEZCLA COMPLETA	13
1.2.4.	TIEMPO DE PERMANENCIA Y TIEMPO ESPACIAL PARA SISTEMAS FLUYENTES	17
1.2.5.	RELACIÓN DE LA CONDUCTIVIDAD CON LA CONCENTRACIÓN DE UNA REACCIÓN QUÍMICA	18
1.3.	AGITACIÓN	21
1.3.1.	PROPÓSITOS DE LA AGITACIÓN	22
1.3.2.	TANQUES AGITADOS	22
1.3.3.	IMPULSORES	23
1.3.4.	HÉLICES	24
1.3.5.	TURBINAS	25
1.3.6.	DISEÑO ESTÁNDAR DE TURBINA	26
1.3.7.	VELOCIDAD DE CIRCULACIÓN	27
1.3.8.	CONSUMO DE POTENCIA	28
1.4.	CONFORMACIÓN DEL REACTOR TIPO TANQUE AGITADO CONTINUO	30
1.4.1.	CÁMARA DE CALEFACCIÓN	30

1.4.2.	CÁMARA DE EBULLICIÓN	30
1.4.3.	TIPOLOGÍA DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN UN REACTOR	31
1.4.4.	DIFERENCIA DE LA TEMPERATURA MEDIA LOGARÍTMICA	31
1.4.5.	TRANSFERENCIA DE CALOR EN TANQUES AGITADOS	33
1.5.	DIMENSIONAMIENTO DE LA BOMBA PARA LA CONSTRUCCIÓN DEL REACTOR	34
1.5.1.	ELECCIÓN DE LOS MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN DE LAS BOMBAS	36
1.5.2.	ECUACIONES PRINCIPALES PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE LA BOMBA	37
1.6.	ROTÁMETROS	39
1.6.1.	VENTAJAS	41
1.6.2.	DESVENTAJAS	41
2.	PARTE EXPERIMENTAL	44
2.1.	MÉTODOS	44
2.1.1.	DEDUCTIVO	44
2.1.2.	EXPERIMENTAL	45
2.3.	TÉCNICA UTILIZADA PARA LA DEMOSTRACIÓN DEL FUNCIONAMIENTO DE UN REACTOR CONTINUO DE MEZCLA COMPLETA	45

2.3.1. DETERMINACIÓN DE LA CONSTANTE CINÉTICA PARA UNA REACCIÓN DE SAPONIFICACIÓN EN UN REACTOR DE MEZCLA COMPLETA	46
2.4. PREPARACIÓN DE LA SOLUCIONES	48
2.5. DETERMINACIÓN DE LAS PROPIEDADES FÍSICAS DE LAS SOLUCIONES DE HIDRÓXIDO DE SODIO Y ACETATO DE ETILO	50
2.6. DATOS EXPERIMENTALES	52
2.6.1. PRUEBAS PRELIMINARES	52
2.7. DATOS ADICIONALES	53
3. DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DEL REACTOR DE MEZCLA COMPLETA	55
3.1. CÁLCULO PARA EL DISEÑO DEL REACTOR	55
3.1.1. CÁLCULO DEL VOLUMEN DEL CILINDRO DEL REACTOR	55
3.1.2. CÁLCULO DEL VOLUMEN DEL REACTOR	56
3.1.3. CÁLCULO DEL DIÁMETRO DE LA CÁMARA DE CALEFACCIÓN	56
3.1.4. CÁLCULO DE LA ALTURA DE LA CÁMARA DE CALEFACCIÓN	56
3.1.5. CÁLCULO DEL VOLUMEN DEL CILINDRO DE LA CÁMARA DE CALEFACCIÓN	57
3.1.6. CÁLCULO DEL VOLUMEN DE LA CÁMARA DE CALEFACCIÓN	57
3.2. CÁLCULOS PARA EL SISTEMA DE AGITACIÓN	57
3.2.1. CÁLCULO DEL DIÁMETRO DEL RODETE	57

3.2.2.	CÁLCULO DE LA ALTURA DEL RODETE	58
3.2.3.	CÁLCULO DEL ANCHO DE LOS DEFLECTORES	58
3.2.4.	CÁLCULO DE LAS DIMENSIONES DE LAS PALETAS	58
3.2.5.	CÁLCULO DE LA POTENCIA PARA ACCIONAR EL RODETE	59
3.3.	CÁLCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR	62
3.4.	CÁLCULO DE LA DIFERENCIA DE LA TEMPERATURA MEDIA LOGARÍTMICA	64
3.5.	CÁLCULO DEL FLUJO DE CALOR	65
3.6.	CÁLCULO DEL ÁREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR	65
3.7.	DIMENSIONAMIENTO SISTEMA DE BOMBEO	66
3.7.1.	VELOCIDAD	66
3.7.2.	NÚMERO DE REYNOLDS	66
3.7.3.	CÁLCULO DE FACTOR DE FRICCIÓN FANNING	67
3.7.4.	PÉRDIDAS POR FRICCIÓN	67
3.7.5.	PÉRDIDAS POR ACCESORIOS	67
3.7.6.	PÉRDIDAS DE ENERGÍA	68
3.7.7.	ECUACIÓN DE BERNOULLI	68
3.7.8.	FLUJO MÁSSICO	68
3.7.9.	POTENCIA	69
3.8.	BALANCE DE MASA Y ENERGÍA	69
3.8.1.	BALANCE DE MASA	70

3.8.2. BALANCE DE ENERGÍA	77
3.9. RESULTADOS	81
3.9.1. DIMENSIONAMIENTO DEL REACTOR	82
3.10. ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS	83
3.11. REQUERIMIENTOS PRESUPUESTARIO	84
3.11.1. RECURSOS HUMANOS	84
3.11.2. RECURSOS MATERIALES	84
3.11.3. RECURSOS TOTALES	84
4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	86
4.1. CONCLUSIONES	86
4.2. RECOMENDACIONES	87
BIBLIOGRAFÍA	82
ANEXOS	86

ÍNDICE DE TABLAS

TABLA	Pp
1.1.4-1. COMPARACIÓN ENTRE PROCESOS DISCONTINUOS Y CONTINUOS	5
1.1.4-2. DISTRIBUCIÓN DE PROCESOS CONTINUOS Y DISCONTINUOS EN DIVERSOS SECTORES INDUSTRIALES	6
1.1.5-1. COMPARACIÓN DE DIFERENTES TIPOS DE REACTORES	7
1.2.6-1. EJEMPLOS DE ENSAYOS REALIZADOS EN REACTORES DE MEZCLA COMPLETA	18
2.4-1. PREPARACIÓN DE LAS SOLUCIONES DE HIDRÓXIDO DE SODIO A DIVERSAS CONCENTRACIONES PARA REALIZAR LA CURVA DE CALIBRACIÓN	45
2.4-2. PREPARACIÓN DE LOS REACTIVOS (HIDRÓXIDO DE SODIO Y ACETATO DE ETILO)	46
2.5-1. DETERMINACIÓN DE LA DENSIDAD DE LOS REACTIVOS	47
2.5-2. DETERMINACIÓN DE LA VISCOSIDAD DE LOS REACTIVOS	48
2.7-1. DATOS ADICIONALES DE LA CAPACIDAD CALORÍFICA DEL LOS REACTIVOS Y PRODUCTOS UTILIZADOS EN LA PRÁCTICA	50
2.7-2. DATOS ADICIONALES PARA LA DETERMINACIÓN DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR	50
3.9-1. ANÁLISIS FÍSICOS DEL HIDRÓXIDO DE SODIO (0.1 M)	75
3.9-2. ANÁLISIS FÍSICOS DEL ACETATO DE ETILO (0.1 M)	75

3.9-3. CONDUCTIVIDADES A LAS DIFERENTES CONCENTRACIONES DEL HIDRÓXIDO DE SODIO	75
3.9-4. CONDICIONES INICIALES DE OPERACIÓN DEL SISTEMA PARA CADA CORRIENTE DE ENTRADA	75
3.9-5. RESULTADOS FINALES DE LA CONVERSIÓN Y LA CONSTANTE DE VELOCIDAD DE LA REACCIÓN EN FUNCIÓN DEL HIDRÓXIDO DE SODIO	76
3.9.1-1. DIMENSIONAMIENTO DEL REACTOR	76
3.11.1-1. RECURSOS HUMANOS	78
3.11.2-1. RECURSOS MATERIALES	78
3.11.3-1. RECURSOS TOTALES	78

ÍNDICE DE FIGURAS

FIGURA	Pp
1.1.3-1. TIPOS DE REACTORES IDEALES	3
1.2-1. REACTOR DE MEZCLA COMPLETA	10
1.2.3-1. NOMENCLATURA UTILIZADA EN EL REACTOR DE MEZCLA COMPLETA	12
1.3.2-1. TANQUE TÍPICO DEL PROCESO CON AGITACIÓN	22
1.3.3-1. AGITADORES PARA LÍQUIDOS DE VISCOSIDAD MODERADA	23
1.3.6-1. DIMENSIONAMIENTO DE UNA TURBINA TÍPICA	25
1.3.7-1. TUBOS DE ASPIRACIÓN EN UN TANQUE CON DEFLECTORES	26
1.4.4-1. DISTRIBUCIÓN DE TEMPERATURAS EN UN INTERCAMBIADOR DE DOBLE TUBO	30
1.5-1. OPERACIÓN DE UNA BOMBA	32
1.6-1. ROTÁMETROS	38
3.8-1. ESQUEMA DEL REACTOR PRINCIPAL	65
3.8.1-1. CONCENTRACIÓN VS. CONDUCTIVIDAD DEL NAOH	67
3.8.1.3-1. GRÁFICA DE LA CONCENTRACIÓN VS LA CONDUCTIVIDAD DEL HIDRÓXIDO DE SODIO A DISTINTAS CONCENTRACIONES	69
3.8.2-1. BALANCE DE ENERGÍA CON REACCIÓN QUÍMICA	71

ÍNDICE DE ANEXOS

- I. DIAGRAMA DE INGENIERÍA DEL REACTOR DE MEZCLA COMPLETA
- II. GRÁFICA DE LAS CORRELACIONES DE POTENCIA PARA DIVERSOS
IMPULSORES Y DEFLECTORES
- III. PROPIEDADES DEL AGUA SATURADA
- IV. REACTOR DE MEZCLA COMPLETA

RESUMEN

Se ha diseñado y construido un reactor de mezcla completa de carácter didáctico en el cual se podrá observar y llevar a cabo diversas prácticas de laboratorio en la cátedra de Ingeniería de Reacciones Químicas.

El mencionado reactor fue diseñado en base a relaciones adimensionales conocidas para tanques agitados, está construido en acero inoxidable 304 debido a sus características anticorrosivas, el reactor consta de dos tanques de alimentación de 3 litros de los cuales, mediante bombas, se puede mantener un flujo continuo de los reactivos que se encuentran regulados mediante rotámetros que se dirigen hacia un tanque agitado de doble camisa de 3 litros que es regulado por un termostato.

Para demostrar su funcionamiento se realizó la obtención de acetato de sodio y etanol utilizando hidróxido de sodio 0.1 M y acetato de etilo 0.1 M.

Mediante la variación de los parámetros encontrados en la literatura y experimentalmente se decidió que las condiciones de trabajo apropiadas son: Una temperatura controlada de 25 °C, una agitación de 240 rpm, con un flujo de alimentación de 40 ml/min de cada reactivo, aproximadamente por 45 minutos hasta que la reacción alcance su estado estacionario.

Bajo las mencionadas condiciones se obtuvo que el factor de conversión del reactivo limitante fue de 79 % y su concentración final de 0.021 demostrando así que la eficiencia del equipo es la adecuada.

Para alargar la vida útil del equipo se recomienda leer las instrucciones del manual de operación adjunto a esta investigación científica.

SUMMARY

A complete-mixture reactor for didactic purposes to observe and carry out diverse lab practices in the Chemistry Reaction Engineering Subject, has been designed and constructed.

The above reactor was designed on the basis of known adimensional relations for agitated tanks; it is constructed in stainless steel 304 due to its anticorrosive characteristics; the reactor consists of two 3-liter feeding tanks to maintain through pumps a continuous flow of the reagents which are regulated through rotary meters which go to an agitated 3-liter double – shirt tank which is regulated by a thermostat.

To demonstrate its functioning the obtainment of sodium acetate and ethanol was carried out using 0.1 M sodium hydroxide and 0.1 M ethyl acetate.

Through the variation of the parameters found in the literature and experimentally, it was decided that the appropriate work conditions are: a controlled temperature of 25 °C, 240 rpm agitation, 40 ml/min of each reagent feeding flow, approximately 45 minutes up to having the reaction reach its stationary state.

Under the above conditions it was obtained that the conversion factor of the limiting reagent was 79 % and its final concentration, 0.021, thus showing that the equipment efficiency was adequate.

To lengthen the service life to the equipment, it is recommended to read the operation manual instruction enclosed in this scientific investigation.

INTRODUCCIÓN

Para la formación de un Ingeniero Químico es muy importante contar con equipos para la realización de prácticas que le puedan ayudar a comprender mejor la cátedra impartida, por ello, es un verdadero problema no contar con los elementos adecuados para el estudio experimental, por lo cual hemos visto la imperiosa necesidad de diseñar y construir un reactor continuo de mezcla completa, mismo que no existe en los laboratorios de la Escuela de Ingeniería Química y en toda la ESPOCH.

Un reactor químico de mezcla completa es uno de los más usados en la industria química, debido a que presenta ciertas ventajas que se derivan de la uniformidad de presión, composición y temperatura. Una de ellas es la posibilidad de ser operados en condiciones isotérmicas, aun cuando el calor de reacción sea alto.

Esta característica es aprovechada cuando se desea que el reactor opere en intervalos pequeños de temperatura para reducir las reacciones secundarias que podrían degradar al producto o para evitar velocidades desfavorables.

La Ingeniería Química es una disciplina en la cual la experimentación juega un papel importante, por tal razón, muchos de los procesos que involucran reacciones químicas requieren durante su desarrollo de pruebas a nivel de laboratorio y/o planta piloto antes de quedar especificados en forma definitiva. Es por ello, que para el diseño y construcción del reactor de mezcla completa se adaptará su tecnología a escala de laboratorio, que el reactor de mezcla completa se realizará a escala de laboratorio, se incluirá los cálculos de dimensionamiento para su construcción como lo son: bombas, tanque de depósito, doble camisa y medidores de caudal.

Para comprobar el funcionamiento del reactor se llevará a cabo una práctica de laboratorio en la que mediante acetato de etilo e hidróxido de sodio se obtendrá acetato de sodio y etanol, además, se realizaron los cálculos de: concentraciones finales, constante cinética de la reacción, tiempo espacial, conversión de reactivos a productos. Sin embargo en el reactor se podrán realizar otras prácticas que no involucren solo este tipo de reactivos dándole versatilidad al equipo.

ANTECEDENTES

La modelación de equipos y fenómenos ha sido de suma importancia en la Ingeniería Química aún desde sus principios, aunque en algunos casos los modelos suelen ser complicados y por ello numerosos autores sostienen que en la ciencia es necesario apartarse de la complejidad del mundo real y en su lugar hay que colocar una situación más o menos idealizada que sea más sencilla para el análisis, después de esto puede refinarse el modelo tanto como se quiera. De esta manera, la modelación se constituye en una abstracción del mundo que asume la certidumbre de algunas suposiciones y con base en ellas obtiene un resultado simplificado que representa en mayor o menor medida al objeto de estudio.

Todos los trabajos en materia de modelación se basaron en teorías y se introdujeron en la Ingeniería Química, un método común aceptado hasta el momento, consiste en emplear números adimensionales, coeficientes de transferencia, constantes, tipos de flujo y correlaciones empíricas que relacionan dichos términos, lo cual ha permitido diseñar intercambiadores de calor, reactores de mezcla completa, reactores batch, columnas de absorción y torres empacadas, entre otros.

En cuanto a los reactores continuos existen dos modelos ideales: el de flujo tapón, empleado para el diseño de reactores PFR (Plug Flow Reactor) y el de flujo mezclado, empleado para diseñar reactores continuos de mezcla completa. La necesidad de saber a qué tipo de flujo se acomodaba un reactor real tenía dos soluciones posibles: evaluar el campo de velocidades o construir una simple distribución de tiempos de residencia mediante un pulso de un trazador. En la actualidad se emplea este último método con excelentes resultados.

También es importante recalcar que en la Escuela de Ingeniería Química de la ESPOCH no contamos con un reactor que sea de tipo continuo y que involucre el estudio de Ingeniería de Reacciones.

JUSTIFICACIÓN

Teniendo en cuenta que las reacciones químicas son por lo general las etapas más significativas de los procesos, a más de que deciden su viabilidad económica, constituyen la parte de la ingeniería más genuina del Ingeniero Químico denominada *diseño de reactores químicos*.

Los reactores constituyen la base de muchos procesos químicos. Es por ello que hemos creído necesaria la implementación de un reactor continuo de mezcla completa con agitación.

Es necesario recalcar que el conocimiento de la rama de Ingeniería de las Reacciones Químicas y por ende del diseño de reactores son factores valiosos para la optimización, sobre todo porque siempre estarán presentes en cualquier proceso químico junto con las correspondientes etapas físicas que le acompañen, y que aunque el reactor sea un ítem menor en los costes de capital en una determinada planta, su operación determina frecuente y decisivamente la carga, tamaño y configuración de los equipos y operaciones asociadas de preparación, acondicionamiento y separación en combinación.

Todo esto implica, en un sentido amplio, tener en cuenta los factores relacionados con la construcción del equipo, tales como, la selección de la forma, tamaño, modo de operación, materiales constructivos y accesorios del reactor de mezcla completa, puesto que mediante su implementación y funcionamiento en el laboratorio de Ingeniería de las Reacciones Químicas se contribuirá con el desarrollo de la Escuela de Ingeniería Química, de sus estudiantes y entregar al mundo laboral profesionales de calidad.

OBJETIVOS

GENERAL

Realizar el diseño, construcción y verificación de funcionamiento de un reactor continuo de mezcla completa

ESPECÍFICOS

- Definir las variables del diseño del equipo.
- Efectuar los cálculos de dimensionamiento del reactor de mezcla completa.
- Realizar la construcción del equipo.
- Realizar una práctica de laboratorio para utilizar el equipo.
- Elaborar el manual de operación del equipo.

CAPÍTULO I

MARCO TEÓRICO

MARCO TEÓRICO

1.1. REACTORES QUÍMICOS

1.1.1. REACTOR QUÍMICO

Un reactor químico es una unidad procesadora diseñada para que en su interior se lleve a cabo una o varias reacciones químicas. Dicha unidad procesadora está constituida por un recipiente cerrado, el cual cuenta con líneas de entrada y salida de sustancias químicas. Se debe diseñar un reactor con el fin de maximizar la conversión y selectividad de la reacción con el menor coste posible y hay que tomar en cuenta que un reactor es el equipo principal de la mayoría de los procesos químicos.

1.1.2. FUNCIONES DE UN REACTOR QUÍMICO

Los reactores químicos tienen como funciones principales:

- Asegurar el tipo de contacto o modo de fluir de los reactantes en el interior del tanque, para conseguir una mezcla deseada con los materiales reactantes.
- Proporcionar el tiempo suficiente de contacto entre las sustancias y con el catalizador, para conseguir la extensión deseada de la reacción.
- Permitir condiciones de presión, temperatura y composición de modo que la reacción tenga lugar en el grado y velocidad deseada, atendiendo a los aspectos termodinámico y cinético de la reacción.

1.1.3. REACTORES IDEALES

Existen tres tipos de retores ideales, en la figura 1.1.3-1 se representa cada uno de ellos:

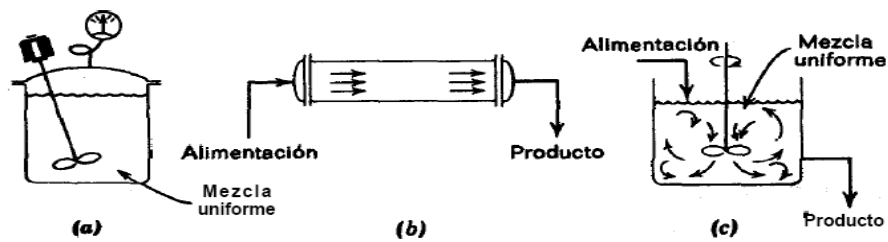


Fig. 1.1.3-1. Tipos de reactores ideales: a) Reactor discontinuo; b) Reactor de flujo en pistón; c) Reactor de mezcla completa

- a) El primero es un reactor discontinuo en donde los reactantes se introducen en el reactor, se mezclan, se deja que reaccionen en un tiempo determinado y finalmente se descarga la mezcla resultante. Es ésta una operación no estacionaria en la que la composición va variando con el tiempo, aunque en cada instante es uniforme en todos los puntos del reactor.
- b) El primero de los dos reactores ideales de flujo estacionario, es el *reactor de flujo en pistón*, este reactor se caracteriza porque el flujo del fluido perpendicular a una sección transversal es ordenado, sin que ningún elemento del mismo sobrepase o se mezcle con cualquier otro elemento situado antes o después de aquél; en realidad, en este reactor puede haber mezcla lateral de fluido, pero nunca ha de existir mezcla o difusión a lo largo de la trayectoria de flujo. La condición necesaria y suficiente para que exista flujo en pistón es que el tiempo de residencia en el reactor sea el mismo para todos los elementos del fluido” (1).
- c) El otro reactor ideal de flujo estacionario, se denomina reactor de mezcla completa, y como su nombre indica, es el reactor que su contenido está perfectamente agitado y su composición en cada instante es la misma en todos los puntos del reactor. Por consiguiente, la corriente de salida de este reactor tiene la misma composición que la del fluido contenido en el mismo.

1.1.4. TIPOS DE PROCESO

1.1.4.1. PROCESOS DISCONTINUOS

Un proceso discontinuo o por lotes se da cuando los reactivos son precargados y se vacían cuando la reacción se ha completado.

La ventaja clave de este tipo de procesos es la flexibilidad. Por eso se utilizan mayoritariamente en la industria química, alimentaria o farmacéutica, donde es muy importante ofrecer una gran variedad de productos e introducir otros nuevos muy rápidamente, ya que estos sectores industriales operan en mercados altamente competitivos. Los equipos de procesos discontinuos se diseñan para manejar un rango de operaciones y productos. La flexibilidad permite manufacturar nuevos productos sin tener que construir una nueva planta o sin tener que hacer grandes cambios de equipo. Esta flexibilidad también permite producir pequeñas cantidades de un producto sin arriesgar toda la productividad.

En los procesos discontinuos una desviación excesiva de la reacción, suele ser difícil de controlar. Por ello, frecuentemente para reacciones exotérmicas y para las de dos fases (gas-líquido) se utiliza una operación semidiscontinua. En éstas sólo parte de los reactivos son cargados inicialmente y el resto de reactivos y catalizador son añadidos de modo controlado. De este modo, si ocurre una pérdida de control es posible detener la carga de reactivos.

Un proceso discontinuo o por lotes se caracteriza por trabajar en condiciones no estacionarias; es decir, que durante la operación la composición y la generación de calor cambian.

1.1.4.2. PROCESOS CONTINUOS

Los procesos continuos se los suele realizar en recipientes agitados, ya sea de modo simple o en cascada, con tuberías de flujo de descarga. En estos sistemas todos los reactivos son continuamente cargados al reactor y los productos son continuamente descargados.

Los procesos continuos se caracterizan por trabajar en condiciones estacionarias, en las que tanto el calor generado como la composición permanecen constantes durante la operación.

Los procesos continuos tienen una principal ventaja, que es la producción en gran volumen de un producto estándar que generalmente proporciona una buena recuperación del capital invertido, dado que los requerimientos de productos no cambian significativamente el proceso necesitará mínimas modificaciones durante su vida de trabajo para mantenerse competitivo.

Para tener una idea comparativa entre procesos continuos y discontinuos, a continuación en la tabla 1.1.4-1 se diferencia las características entre cada uno y en la tabla 1.1.4-2 se especifica la preferencia de aplicación de estos reactores en los distintos campos industriales.

TABLA 1.1.4-1. COMPARACIÓN ENTRE PROCESOS DISCONTINUOS Y CONTINUOS

CARACTERÍSTICAS	DISCONTINUO	CONTINUO
Operación de proceso	Ocurre una secuencia específica.	Ocurre continua y simultáneamente.
Diseño de equipo, uso	Diseñado para ser capaz de producir muchos productos.	Diseñado para producir productos específicos
Producto	Una cantidad limitada (lote).	Un flujo continuo.
Entorno	Variable, a menudo cambiando notablemente entre operaciones.	Usualmente, estado fijo con presión, flujo, etc., constantes.
Intervención del operador	Necesario, regularmente como parte de las operaciones de proceso.	Principalmente, para corregir condiciones anormales.

Fuente: Sawyer P., Computer-controlled batch processing, Institution of Chemical Engineers, 1993.

TABLA 1.1.4-2. DISTRIBUCIÓN DE PROCESOS CONTINUOS Y DISCONTINUOS EN DIVERSOS SECTORES INDUSTRIALES

Sector Industrial	Método de operación	
	Discontinuo	Continuo
Químico	45%	55%
Alimentación	65%	35%
Farmacéutico	80%	20%
Metales	35%	65%
Vidrio y cemento	35%	65%
Papel	15%	85%

Fuente: Sawyer P., Computer-controlled batch processing, Institution of Chemical Engineers, 1993.

1.1.5. TIPOS DE REACTORES QUÍMICOS

Existen infinidad de tipos de reactores químicos y cada uno responde a las necesidades de una situación en particular, entre los tipos más importantes, más conocidos y mayormente utilizados en la industria se puede mencionar los siguientes:

- Reactor discontinuo.
- Reactor continuo.
- Reactor semicontinuo.
- Reactor tubular.
- Reactor de lecho fluidizado.
- Reactor de mezcla completa o perfecta.
- Reactores isotérmicos.
- Reactores isobáricos.

TABLA 1.1.5-1. COMPARACIÓN DE DIFERENTES TIPOS DE REACTORES

PFR	REACTOR CONTINUO DE MEZCLA COMPLETA	DISCONTINUO	SEMI-DISCONTINUO
VENTAJAS			
Bajo inventario	Condiciones estacionarias.	La agitación suministra una herramienta de seguridad.	Velocidad de adición controlable.
Condiciones estacionarias.	La agitación suministra una herramienta de seguridad. El flujo puede ser diluido para ralentizar la reacción.		La agitación suministra una herramienta de seguridad. Gran exotermia controlable.

DESVENTAJAS			
Dependencia del proceso.	Gran inventario.	Grandes exotermias	La temperatura de inicio es crítica (si es muy baja, se acumulan reactivos).
Posibles puntos calientes.	Difícil de enfriar grandes masas.	difíciles de controlar.	
Agitación presente solo si son disponibles mezclas en línea.	Difícil empezar y detener.	Grandes inventarios.	
Difícil de diseñar.	Problemas de precipitación.	Todos los materiales presentes.	Problemas de precipitación.
	Bajo rendimiento global.		

Fuente: CCPs, Guidelines for Chemical reactivity evaluation and application to process design, 1995.

1.1.6. ELECCIÓN DEL REACTOR

Para poder elegir un reactor es conviene realizar un balance técnico-económico completo, teniendo en cuenta factores, tales como, el tipo de operación y mantenimiento a realizar, además se debe elegir la configuración más apropiada que dependerá principalmente de los factores físico-químicos propios de cada tipo de reacción química.

1.1.7. DISEÑO DE REACTORES

“El diseño de reactores es la ciencia y el arte de seleccionar y diseñar reactores químicos de forma que operen eficientemente. Probablemente esta disciplina es la que establece a la Ingeniería Química como una rama independiente de la ingeniería. Para tal fin es necesario conocer tanto la cinética como la termodinámica de las reacciones de interés. Otras disciplinas importantes para el diseño de reactores son la mecánica de fluidos, la transferencia de materia y la transmisión de calor” (2)

Para el diseño de un reactor hemos de tener en cuenta, el tamaño y tipo de reactor a más las condiciones de operación más adecuadas para el fin propuesto. Como esto puede exigir que las condiciones en el reactor varíen con la posición y con el tiempo, para ello

es necesario efectuar la integración adecuada de la ecuación cinética para las condiciones de operación. Esta integración puede presentar dificultades debido a que la temperatura y la composición del fluido reaccionante pueden variar de un punto a otro del reactor, dependiendo del carácter exotérmico o endotérmico de la reacción y de la velocidad de intercambio de calor con los alrededores. Por otra parte, las características geométricas del reactor determinan la trayectoria del fluido a través del mismo y fijan las condiciones de mezclado que contribuyen a diluir la alimentación y redistribuir la materia y el calor. Por consiguiente, antes de poder predecir el funcionamiento de un reactor hemos de tener en cuenta muchos factores como la tasa de producción, las ventajas de cada tipo de reactor, tipo de flujo, entre otros, constituyendo el principal problema del diseño el escoger el modo más adecuado de tratar estos factores.

1.2. REACTOR DE MEZCLA COMPLETA

Un Reactor de Mezcla Completa, reactor de retro mezcla, reactor ideal de tanque con agitación o reactor CSTR por sus siglas en inglés (Continuous Stirred Tank Reactor), es un tanque en el cual se pueden realizar diferentes reacciones cinéticas como se detalla en la tabla 1.2.6-1.

En este tipo de reactor la masa reaccionante es continuamente agitada de tal manera que se considera como una mezcla completa y, por lo tanto, se asume que la composición de la corriente de salida es igual a la composición dentro de cualquier punto del reactor, esta composición no varía en el tiempo, por lo que se considera en ESTADO ESTACIONARIO. Este tipo de reactores se emplean para estudios cinéticos o de diseño experimental de reactores puesto que son de sencilla construcción y además en su cálculo de diseño ofrecen la posibilidad de relacionar el grado de conversión requerido,

la velocidad de reacción, el volumen y las concentraciones iniciales de reactivos, todo en una expresión resultante de un balance de masa, sin necesidad de integrar, puesto que el reactor se halla en estado estacionario respecto a la posición dentro del reactor y con respecto al tiempo.

Un reactor de mezcla completa opera en forma continua, es decir, los flujos de entrada de reaccionantes y salida de productos son permanentes. Se asume que la corriente de entrada es perfecta e instantáneamente mezclada con la masa presente en el reactor, de tal manera que la concentración de la corriente de salida es igual a la concentración de la masa reaccionante dentro del reactor.

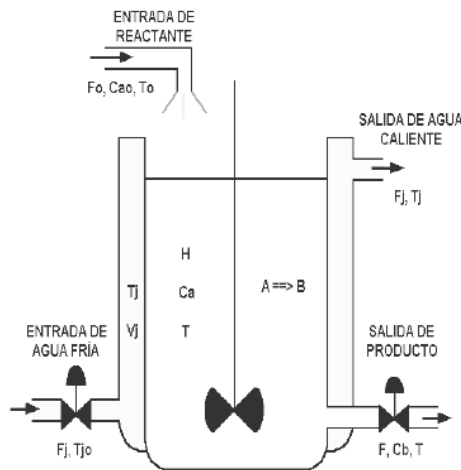


Figura 1.2-1. Reactor de mezcla completa

La conversión que se alcanza en un reactor de mezcla completa depende del volumen, el tiempo espacial y la velocidad de reacción en el reactor, además del flujo y la concentración del alimento. Estos factores están relacionados en la ecuación de diseño propia de este tipo de reactor.

1.2.1. VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE UN REACTOR DE MEZCLA COMPLETA

1.2.1.1. VENTAJAS

- Son más baratos (trabajan a presión atmosférica).
- Facilidad de apertura y limpieza.
- Es más fácil regular la temperatura (mayor área externa o interna de refrigeración).
- Proporcionan agitación donde es conveniente, y
- Evitan la formación de puntos calientes (debido a la agitación).

1.2.1.2. DESVENTAJAS

- La velocidad media de reacción sea inferior a la del reactor tubular (por ello para igual producción su volumen será mayor).
- Existe la probabilidad finita de que parte del reactivo no se transforme por encontrar la salida antes de reaccionar (pérdida por recirculación); para minimizar este efecto se disponen tanques en serie, y se hace uso de la agitación continua con objeto de evitar una canalización casi directa entre la entrada y salida.

1.2.2. USOS EN LA INDUSTRIA

Este tipo de reactores principalmente se emplean en:

- Polimerización para la producción de plásticos y pinturas.
- Producción de acetato de sodio para la formación de jabones.
- Producción de nitrobenceno para los explosivos.

- Producción de propilenglicol para anticongelantes.
- Hidrolización de anhídrido acético para producir ácido acético.
- Oxidación de Diesel para su deshidrodesulfuración.
- Industria orgánica donde hay deposiciones sólidas o resinosas: sulfataciones, nitraciones, polimerizaciones, etc.
- También por la posibilidad de agitación, se emplean en reacciones con partículas sólidas suspendidas o con líquidos inmiscibles (ej. nitración del benceno o tolueno); también permiten mantener burbujas de gas en fase líquida.

1.2.3. MODELO MATEMÁTICO DE REACTOR DE MEZCLA COMPLETA

“La ecuación de diseño para el reactor de mezcla completa se obtiene a partir de la Ec.1.2.3-1, efectuando el balance de un componente determinado en un elemento de volumen del sistema; aunque, como la composición es uniforme en todo el reactor, el balance puede referirse a todo el volumen del reactor.”(3)

$$\left(\begin{array}{c} \text{caudal de} \\ \text{entrada del} \\ \text{reactante en} \\ \text{elemento} \\ \text{de volumen} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{c} \text{caudal de} \\ \text{salida del} \\ \text{reactante en} \\ \text{elemento} \\ \text{de volumen} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{caudal perdido} \\ \text{de reactante} \\ \text{debido a la reaccion} \\ \text{química en el elemento} \\ \text{de volumen} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{caudal de} \\ \text{acumulacion de} \\ \text{reactante en} \\ \text{elemento} \\ \text{de volumen} \end{array} \right)$$

Ec.1.2.3-1

Considerando el reactante A, la Ec.1.2.3-1, tenemos:

$$\text{Entrada} = \text{salida} + \text{desaparición por reacción} + \text{acumulación} \quad \text{Ec.1.2.3-2}$$

En un reactor de mezcla completa, los flujos de cada uno de los componentes en la corriente de salida son los de la corriente de entrada más el producido o consumido neto

en la reacción, de acuerdo a la velocidad de ésta y al volumen de masa reaccionante en el reactor. Considerando el reactante A como el reactivo limitante, el proceso que se realiza dentro del reactor está representado en la figura 1.2.3-1.

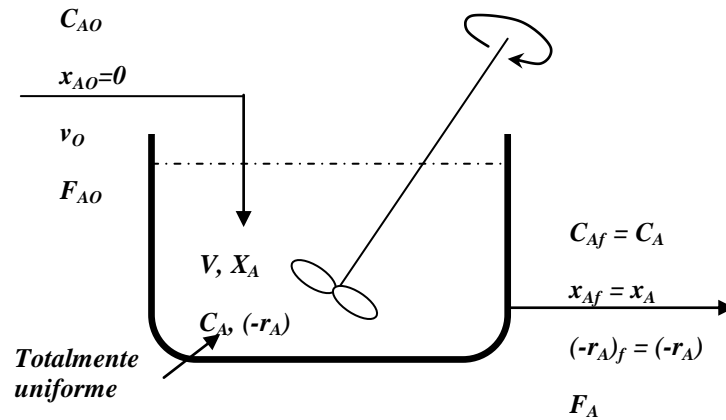


Figura 1.2.3-1. Nomenclatura utilizada para un reactor de mezcla completa

Donde:

C_{AO} = Concentración molar de entrada del reactivo A ($\frac{mol}{l}$)

x_{AO} = Fracción molar de entrada del reactivo A (%)

v_O = Velocidad inicial del fluido de entrada ($\frac{cm}{min}$)

F_{AO} = Flujo molar de entrada del reactivo A ($\frac{mol}{min}$)

V = Volumen del reactor (l)

$-r_A$ = Velocidad de reacción del reactivo A ($\frac{mol}{min \cdot cm^3}$)

C_A = Concentración molar de salida del reactivo A ($\frac{mol}{l}$)

x_A = Fracción molar de salida del reactivo A (%)

F_A = Flujo molar de salida del reactivo A ($\frac{mol}{min}$)

Si $F_{A0} = v_0 C_{A0}$ es el caudal molar del componente A en la alimentación al reactor.

Considerando la Fig. 1.2.3-1 tenemos:

$$\text{Flujo molar de entrada de A, moles/tiempo} = F_{A0} (1 - x_{A0}) \quad \text{Ec. 1.2.3.1-1}$$

$$\text{Flujo molar de salida de A, moles/tiempo} = F_A = F_{A0} (1 - x_A) \quad \text{Ec. 1.2.3.1-2}$$

$$\left(\begin{array}{c} \text{Desaparición de A} \\ \text{por reacción} \\ \text{moles/tiempo} \end{array} \right) = (-r_A)V = \left(\frac{\text{moles de A que reaccionan}}{(\text{tiempo})(\text{volumen de fluido})} \right) (\text{volumen del reactor})$$

Entonces sustituyendo la Ec.1.2.3.1-2 tenemos

$$F_{A0} x_A = (-r_A)V$$

Y efectuando operaciones resulta:

$$\frac{v}{F_{A0}} = \frac{\tau}{C_{A0}} = \frac{\Delta X_A}{-r_A} = \frac{X_A}{-r_A}$$

$$\tau = \frac{1}{s} = \frac{V}{v_0} = \frac{VC_{A0}}{F_{A0}} = \frac{C_{A0}X_A}{-r_A} \quad \text{Ec.1.2.3.1-3}$$

Donde:

τ = Tiempo espacial

s = Velocidad espacial

Donde x_A y r_A se evalúan para las condiciones de la corriente de salida, que son iguales a las existentes dentro del reactor.

De modo más general, si la alimentación sobre la que se basa la conversión (que expresamos con el subíndice 0) entra en el reactor parcialmente convertida (que expresamos por el subíndice i) y sale en las condiciones que expresamos con el subíndice f, tenemos:

$$\frac{v}{F_{A0}} = \frac{\Delta X_A}{(-r_A)f} = \frac{X_{Af} - X_{Ai}}{(-r_A)f}$$

$$\tau = \frac{VC_{A0}}{F_{A0}} = \frac{C_{A0}(X_{Af} - X_{Ai})}{(-r_A)f} \quad \text{Ec.1.2.3.1-4}$$

Para el caso especial de sistemas de densidad constante, la ecuación de diseño para los reactores de mezcla completa puede escribirse también en función de las concentraciones, o sea:

$$\frac{V}{F_{A0}} = \frac{X_A}{-r_A} = \frac{C_{A0} - C_A}{C_{A0}(-r_A)}$$

$$\tau = \frac{V}{v} = \frac{C_{A0}X_A}{-r_A} = \frac{C_{A0} - C_A}{-r_A} \quad \text{Ec.1.2.3.1-5}$$

Estas expresiones relacionan de manera sencilla los cuatro términos X_A , $-r_A$, V , F_{A0} ; por consiguiente, conociendo tres de ellos obtenemos directamente el cuarto. Entonces, en el diseño, el tamaño de reactor necesario para una función determinada, o el grado de conversión en un reactor de tamaño conocido, se calculan directamente porque se han establecido estándares de construcción. En los estudios cinéticos cada experiencia en estado estacionario dará, sin integración, la velocidad de reacción para las condiciones consideradas.

La facilidad de interpretación de los datos de un reactor de mezcla completa hace que su empleo sea muy atractivo en los estudios cinéticos, particularmente en reacciones complejas, por ejemplo, en reacciones múltiples y en reacciones catalizadas por sólidos.

1.2.4. TIEMPO DE PERMANENCIA Y TIEMPO ESPACIAL PARA SISTEMAS FLUYENTES

Para observar la diferencia entre el tiempo de permanencia (o tiempo medio de residencia) y el tiempo espacial para un reactor de flujo, se tiene:

El valor adecuado del tiempo de permanencia se determina de acuerdo con la cinética particular del sistema.

Es por ello que si se tratase de un sistema en fase líquida (no en fase gaseosa) la expansión sería despreciable, y saldría un litro por cada litro que entrase; por consiguiente, el tiempo de permanencia y el tiempo espacial serían idénticos

Para sistemas discontinuos es el tiempo de reacción; por consiguiente, para sistemas fluyentes podríamos suponer, por analogía, que el tiempo de permanencia sería la magnitud adecuada. Sin embargo, el tiempo de permanencia no aparece nunca en las ecuaciones de diseño para sistemas fluyentes deducidas, Por lo tanto τ es la magnitud adecuada para el diseño de sistemas fluyentes.

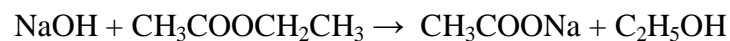
Es importante recalcar que cuando el fluido es de de densidad constante, el tiempo espacial es equivalente al tiempo de permanencia, por lo tanto estos términos pueden utilizarse indistintamente. Sin embargo, para fluidos de densidad variable, por ejemplo, reacciones gaseosas no isotérmicas o reacciones gaseosas en las que cambia el número

de moles, deberá hacerse la distinción entre t_{gr} , y utilizar la magnitud más adecuada para cada caso.

1.2.5. RELACIÓN DE LA CONDUCTIVIDAD CON LA CONCENTRACIÓN DE UNA REACCIÓN QUÍMICA

“La conductividad de una solución reaccionante en un reactor cambia con el grado de conversión y esto provee un método conveniente para monitorear el progreso de una reacción química. Esto es útil para el estudio de reacciones en que intervienen iones que presentan conductividades iónicas relativamente altas (particularmente iones H^+ y OH^-). En soluciones diluidas la sustitución de un ión por otro de diferente conductividad iónica será proporcional a la velocidad de variación de concentración del ión activo. Por ejemplo la hidrólisis alcalina de un éster.”(4)

Veamos entonces la reacción de saponificación del acetato de etilo por hidróxido de sodio:



Tanto el hidróxido de sodio y el acetato de sodio contribuyen a la conductividad en la solución reaccionante, mientras que el acetato de etilo y el alcohol etílico no. La conductividad del hidróxido de sodio a una concentración y temperatura dada no es la misma que del acetato de sodio a la misma concentración y temperatura; por tanto las relaciones han sido establecidas para permitir deducir la conversión a partir de la conductividad.

Esta reacción es de segundo orden y puede ser considerada irreversible.

TABLA 1.2.6-1. EJEMPLOS DE ENSAYOS REALIZADOS EN REACTORES DE MEZCLA COMPLETA

Producto	Materia Prima	Fase en el reactor	Catalizador	T (°C)	P (atm)	Tiempo de residencia o velocidad espacial
Alquilato	<i>i</i> -C ₄ , butenos	L	H ₂ SO ₄	5-10	2-3	5-40 min
Alquilato	<i>i</i> -C ₄ , butenos	L	HF	25-38	8-11	5-25 min
Sulfo-butadieno	Butadieno, SO ₂	L	t-butil catecol	34	12	0.2 LHSV
Caprolactama	Oxima de ciclohexano	L	Acido polifosfórico	80-100	1	0.25-2 h
Cloral	Cl ₂ acetaldehído	LG	Ninguno	20-90	1	140 h
Hidroperóxido de cumeno	Cumeno, aire	L	Metales púrfidos	95-120	2-15	1-3 h
Ciclohexanona	Ciclohexanol	L	-	107	1	0.75 h
Dextrosa	Almidón	L	H ₂ SO ₄	165	1	20 min
Dextrosa	Almidón	L	Enzima	60	1	100 min
Dodecilbenceno	Benceno, tetramero de propileno	L	AlCl ₃	15-20	1	1-30 min
Acetato de etilo	Etanol, ácido acético	L	H ₂ SO ₄	100	1	0.5-0.8 LHSV

Acetato de sodio, etanol	Acetato de etilo, hidróxido de sodio	L	Ninguno	20-40	1	45 min
Etileno, clorohidrinadas de propileno	Cl ₂ , H ₂ O	LG	Ninguno	30-40	3-10	0.5-5 min
Glicerol	Alcohol alílico, H ₂ O ₂	L	H ₂ WO ₄	40-60	1	3 h
Acido o-metil benzoico	Xileno, aire	G	V ₂ O ₅	300-450	2-10	0.1-5 s
Nitrobenceno	Benceno, HNO ₃	L	H ₂ SO ₄	45-95	1	3-40 min
Fenol	Hidroperóxido de cumeno	L	SO ₂	45-65	2-3	15 min
Metracrilato de t-butilo	Acido metacrílico, i-buteno	L	H ₂ SO ₄	25	3	0.3 LHSV
Aldehídos	Diisobuteno, CO	LG	Co carbonilo	150	200	1.7 h

Fuente: PERRY Robert H. – Don W. Green. *Manual del ingeniero químico* Volumen IV, 7ma edición, Editorial Mc-Graw Hill 2001.

Madrid – España, Tabla 23.1 Sección 23-7

Abreviaturas. Fases: líquido (L), gas (G), ambos (LG). Velocidades espaciales (por hora): Gas (GHSV), líquido (LHSV), peso (WHSV).

1.3. AGITACIÓN

“Es una Operación Unitaria mecánica que consiste en realizar movimientos violentos e irregulares en el seno de una masa fluida o que se comporte como tal para obtener una mezcla homogénea, es decir, mantener la concentración constante en todas partes de la masa.” (5)

El mezclado y/o agitación de líquidos miscibles o de sólidos en líquidos se efectúa con el objeto de lograr una distribución uniforme de los componentes entre sí por medio del flujo, normalmente en un patrón circulatorio dentro de algún tipo de contenedor. Dicho flujo es producido por medios mecánicos generalmente cuando se mezclan líquidos miscibles o sólidos en líquidos se puede lograr un mezclado íntimo, pero con líquidos inmiscibles y materiales muy viscosos o pastosos el grado de mezclado logrado es menor.

La eficiencia del proceso de mezclado depende de una efectiva utilización de la energía que se emplea para generar el flujo de componentes. Para lograr proporcionar un suministro de energía adecuado hay que considerar las propiedades físicas de los componentes, el diseño del agitador que transmite la energía y la configuración del tanque de mezclado.

Con frecuencia, un agitador cubre varios propósitos al mismo tiempo, como ocurre en el caso de la hidrogenación catalítica de un líquido. En un recipiente de hidrogenación, el hidrógeno gaseoso es dispersado a través de un líquido en el que están suspendidas las partículas sólidas del catalizador, al tiempo que se retira el calor de la reacción por medio de un serpentín o camisa de enfriamiento.

1.3.1. PROPÓSITOS DE LA AGITACIÓN

Los líquidos se agitan con numerosos propósitos, dependiendo de los objetivos de la etapa del proceso. Dichos propósitos incluyen:

- Suspensión de partículas sólidas.
- Mezclado de líquidos miscibles, por ejemplo, alcohol metílico y agua.
- Dispersión de un gas a través de un líquido en forma de pequeñas burbujas.
- Dispersión de un segundo líquido, inmiscible con el primero, para formar una emulsión o suspensión de gotas finas.
- Promoción de la transferencia de calor entre el líquido y un serpentín o encamisado.

1.3.2. TANQUES AGITADOS

Los líquidos se agitan con más frecuencia en algún tipo de tanque o recipiente, por lo general de forma cilíndrica y provisto de un eje vertical. La parte superior del tanque puede estar abierta al aire; pero generalmente está cerrada. Las proporciones del tanque varían bastante, dependiendo de la naturaleza del problema de agitación. Sin embargo, en muchas situaciones se utiliza un diseño estandarizado como el que se muestra en la figura 1.3.2-1. El fondo del tanque es redondeado, no plano, para eliminar las esquinas o regiones agudas en las que no penetrarían las corrientes de fluido. La profundidad (o altura) del líquido es aproximadamente igual al diámetro del tanque. Un agitador va instalado sobre un eje suspendido, es decir, un eje sostenido en la parte superior. El eje es accionado por un motor, a veces directamente conectado al eje, pero es más común que se encuentre conectado a éste, a través de una caja reductora de velocidad. Por lo

general también lleva incorporados accesorios tales como líneas de entrada y salida, serpentines, encamisados y pozo para termómetros u otros equipos de medición de la temperatura.

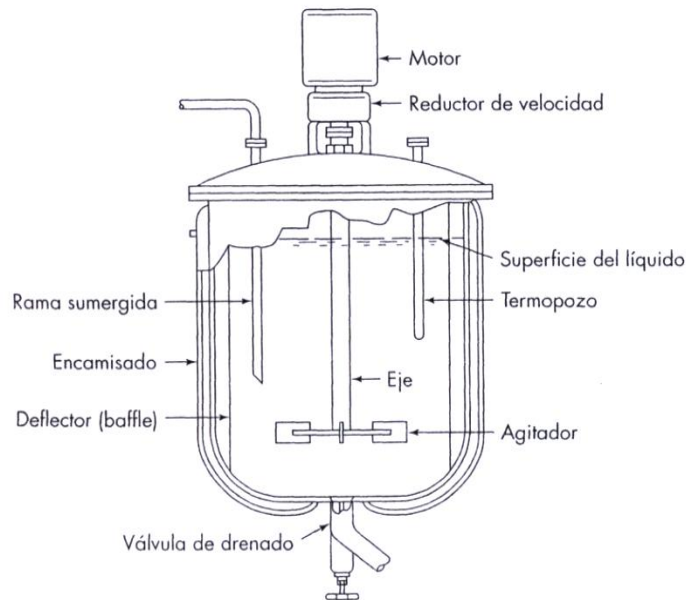


Figura 1.3.2-1. Tanque típico del proceso con agitación.

1.3.3. IMPULSORES

Los agitadores de impulsor o rodete se dividen en dos clases. Los que generan corrientes paralelas al eje del impulsor se llaman *impulsores de flujo axial*; y aquellos que generan corrientes en dirección radial o tangencial se llaman *impulsores de flujo radial*. Los tres principales tipos de impulsores para líquidos de baja a moderada viscosidad son las hélices y turbinas. Cada uno de ellos comprende muchas variantes y subtipos que no se considerarán aquí. Para líquidos muy viscosos, los impulsores más adecuados son los de hélice y agitadores de anclaje.

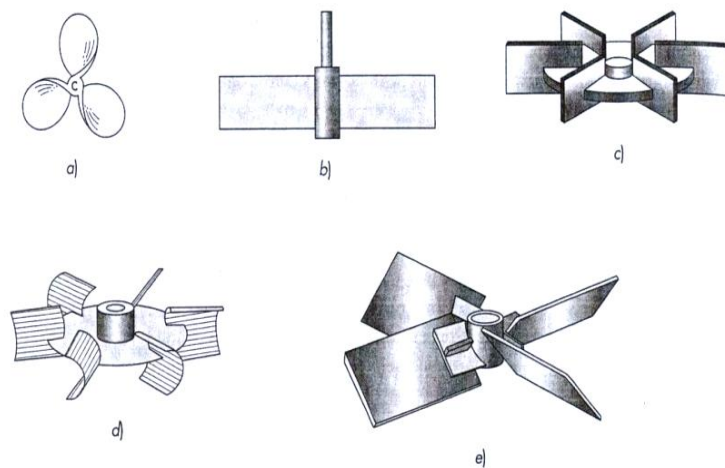


Figura 1.3.3-1. Agitadores para líquidos de viscosidad moderada: *a)* agitador marino de tres palas; *b)* turbina simple de pala recta; *c)* turbina de disco; *d)* agitador de pala cóncava CD-6; *e)* turbina de pala inclinada.

1.3.4. HÉLICES

Una hélice es un impulsor de flujo axial y alta velocidad que se utiliza para líquidos de baja viscosidad. Las hélices pequeñas giran con la misma velocidad que el motor, ya sea a 1150 o 1750 rpm; las grandes giran de 400 a 800 rpm. La dirección de la rotación se elige generalmente para impulsar el líquido a descender, y las corrientes de flujo que salen del impulsor continúan a través del líquido en una dirección determinada hasta que chocan con el fondo del tanque. La columna altamente turbulenta de remolinos de líquido que abandona el agitador, arrastra al moverse el líquido estancado, probablemente en mayor proporción que una columna equivalente de una boquilla estacionaria. Las palas de la hélice cortan o cizallan vigorosamente el líquido. Debido a la persistencia de las corrientes de flujo, los agitadores de hélice son eficaces en tanques muy grandes.

Una hélice rotatoria traza una hélice en el fluido, y si no hubiera deslizamiento entre el líquido y el agitador, una revolución completa provocaría el desplazamiento longitudinal del líquido a una distancia fija, dependiendo del ángulo de inclinación de las palas de la hélice. La relación entre esta distancia y el diámetro de la hélice se conoce como paso de hélice. Una hélice con un paso de 1.0 se conoce como paso cuadrado.

La diferencia que existe entre la hélice y la turbina, es que la hélice trabaja a grandes velocidades, mientras que la turbina puede trabajar a medianas y bajas velocidades. Además la forma de la hélice tiene una forma redondeada (característica común en las hélices de los barcos), mientras que la turbina tiene diferentes formas como se puede apreciar en la figura 1.3.5-1, lo que provoca mayores superficies de corte como se representa en la figura 1.3.7-1.

1.3.5. TURBINAS

En la figura 1.3.5-1 se representan cinco tipos de agitadores de turbina. En la figura 1.3.5-1*b* se muestra la turbina sencilla de palas rectas, que empuja al líquido en forma radial y tangencial, casi sin movimiento vertical al agitador. Las corrientes que genera se desplazan hacia fuera hasta la pared del tanque y entonces fluyen hacia arriba o hacia abajo. Tales agitadores son llamados a veces paletas. En los tanques de proceso, los agitadores industriales típicos de paletas giran a velocidades comprendidas entre 20 y 150 rpm. La turbina de disco, con palas múltiples rectas instaladas en un disco horizontal (figura 1.3.5-1*c*), como el agitador de pala recta, crea zonas de alta velocidad de corte. Esta turbina es especialmente útil para la dispersión de un gas en un líquido. La turbina de disco de pala cóncava CD-6 mostrada en la (figura 1.3.5-1*d*) también se

utiliza con frecuencia para la dispersión de gas. Una turbina de pala inclinada se emplea cuando la circulación global es importante.

En la figura (1.3.5-1e) se ilustra una hélice típica. Las más comunes son las hélices marinas de tres palas con paso cuadrado; para propósitos especiales a veces se emplean hélices de cuatro palas, dentadas y otros diseños.

Las hélices rara vez superan los 18 cm de diámetro, independiente del tamaño del tanque. En tanque profundo es posible instalar dos o más hélices en el mismo eje, generalmente dirigiendo el líquido en la misma dirección.

1.3.6. DISEÑO ESTÁNDAR DE TURBINA

El diseñador de un tanque agitado dispone de un gran e inusual número de elecciones sobre el tipo y localización del agitador, las proporciones del tanque, el número y las proporciones de los deflectores y otros factores. Cada una de estas decisiones afecta la velocidad de circulación del líquido, los patrones de velocidad y el consumo de potencia. Como punto de partida para el diseño de los problemas ordinarios de agitación, generalmente se utiliza un agitador de turbina como el que se observa en la figura 1.3.6-1.

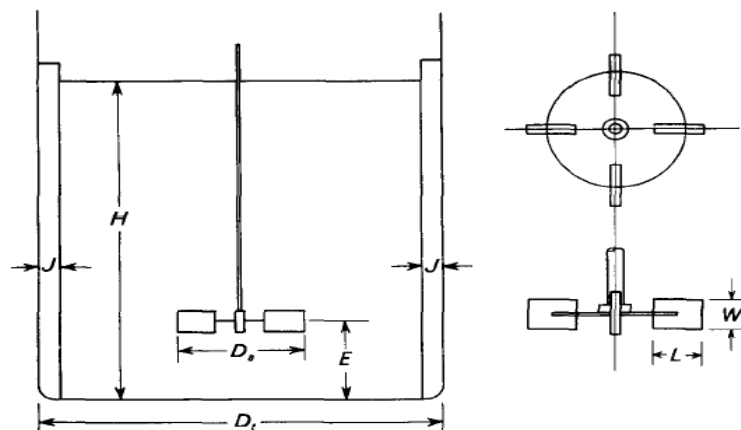


Figura 1.3.6-1. Dimensionamiento para una turbina

Las proporciones típicas estándares de dimensionamiento son:

$$\begin{array}{ll} \frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} & \frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} \\ \frac{H}{D_t} = 1 & \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \\ \frac{j}{D_t} = \frac{1}{12} & \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4} \end{array}$$

Estas relaciones son obtenidas mediante el análisis dimensional aplicada a la operación unitaria de agitación.

Por lo general, el número de deflectores es 4; el número de palas del agitador varía entre 4 y 16, pero generalmente son 6 u 8. Situaciones especiales pueden, por supuesto, considerar proporciones diferentes de las que se acaban de indicar por ejemplo, quizá resulte ventajoso colocar el agitador más alto o más bajo en el tanque, o tal vez sean necesarios utilizar un tanque más profundo para lograr el resultado deseado.

1.3.7. VELOCIDAD DE CIRCULACIÓN

Para que un tanque de proceso sea eficaz, independientemente del problema de agitación, el volumen de fluido movido por el agitador debe ser suficiente para llevar las corrientes a todo el tanque en un tiempo razonable.

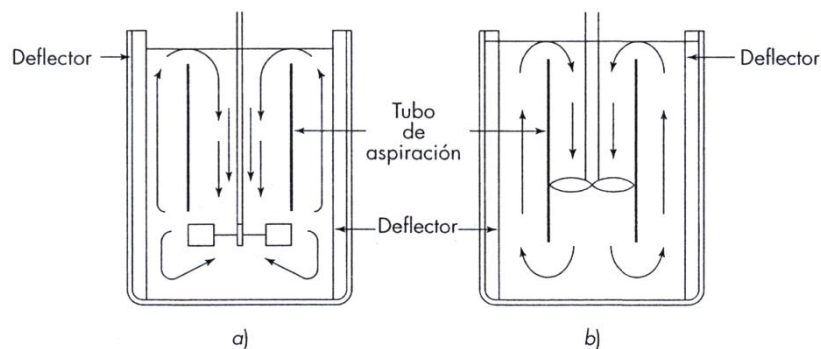


Figura 1.3.7-1. Tubos de aspiración en un tanque con deflectores a) turbina; b) hélice.

Además, la velocidad de la corriente que sale del impulsor debe ser suficiente para transportar las corrientes a las partes más alejadas del tanque. En las operaciones de mezcla y dispersión, la velocidad de circulación no es el único factor, ni siquiera el más importante; sino que con frecuencia la turbulencia de la corriente controla la efectividad de la operación. La turbulencia es una consecuencia de que las corrientes vayan adecuadamente dirigidas y de que se generen considerables gradientes de velocidad en el líquido. Tanto la circulación como la generación de turbulencia consumen energía; más adelante se estudiarán las relaciones entre el consumo de potencia y los parámetros de diseño de tanques agitados. Según se verá, algunos problemas de agitación requieren grandes flujos o elevadas velocidades medias, mientras que otros necesitan una elevada turbulencia o disipación local de potencia. Aunque tanto la velocidad de flujo como la disipación de potencia aumentan con la velocidad del agitador, la selección del tipo y tamaño del agitador influye sobre los valores relativos de la velocidad de flujo y la disipación de potencia. En general, se utilizan grandes agitadores que se mueven a velocidades medias para promover el flujo, y se emplean agitadores más pequeños a velocidad elevada cuando lo que se requiere es una elevada turbulencia.

1.3.8. CONSUMO DE POTENCIA

Una consideración importante en el diseño de los tanques agitadores es la potencia que se requiere para mover el impulsor. Cuando el flujo en el tanque es turbulento, la potencia necesaria se estima a partir del flujo q generado por el impulsor y en la energía cinética E_k por unidad de volumen de fluido.

Esto es:

$$q = nD_a^3 N_Q$$

$$E_k = \frac{\rho(V_2')^2}{2}$$

Donde:

q = Velocidad volumétrica de flujo

D_a = Diámetro del Rodete

N_Q = Número de flujo

E_k = Energía cinética

ρ = Densidad del fluido

V_2' = Velocidad total del líquido

Si la velocidad V_2' es ligeramente menor que la velocidad en las puntas de las paletas μ_2 la relación es V_2'/μ_2 que se representa por α , $V_2' = \alpha\pi nD_a$ y la potencia necesaria es:

$$P = q * E_k$$

$$P = nD_a^3 N_Q \frac{\rho}{2} (\alpha\pi nD_a)^2 \quad \text{Ec. 1.3.8-2}$$

$$P = \rho n^3 D_a^5 \left(\frac{\alpha^2 \pi^2}{2} N_Q \right) \quad \text{Ec. 1.3.8-3}$$

En forma adimensional,

$$\frac{P}{n^3 D_a^5 \rho} = \frac{\alpha^2 \pi^2}{2} N_Q \quad \text{Ec. 1.3.8-4}$$

El número de potencia (N_p), está definido por el primer miembro de la ecuación anterior:

$$N_p = \frac{P}{n^3 D_a^5 \rho} \quad \text{Ec. 1.3.8-5}$$

Y se puede deducir que la potencia (P), está definido por:

$$P = N_p n^3 D_a^5 \rho \quad \text{Ec. 1.3.8-6}$$

1.4. CONFORMACIÓN DEL REACTOR TIPO TANQUE AGITADO CONTINUO

1.4.1. CÁMARA DE CALEFACCIÓN

También conocida como camisa externa o chaqueta, es la estructura que va por la parte exterior del reactor. Cede calor sensible a la cámara de ebullición. En su parte interior puede contener agua o vapor, según sea el caso.

1.4.2. CÁMARA DE EBULLICIÓN

También conocida como camisa interna, va a alojar al fluido en su interior. Dicho fluido va a incrementar su temperatura gradualmente. Absorbe calor sensible de la cámara de calefacción.” (6)

1.4.3. TIPOLOGÍA DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN UN REACTOR

“Se da en las dos tipologías conocidas como: Conducción en el cual el calor se transmite de partícula a partícula, es decir es propia de los sólidos. Y la Convección que consiste en la transferencia de calor por la diferencia de densidades; es propia de los líquidos.

Independientemente del tipo de mecanismo de transporte de energía para que se lleve a cabo la transferencia de calor, el flujo del mismo se rige por:

$$Q = U * A * \Delta T \quad \text{Ec. 1.4.3-1}$$

Donde:

Q = Flujo de calor que se transmite ($\frac{J}{s}$)

U = Coeficiente global de transferencia de calor ($\frac{J}{s \cdot m^2 \cdot K}$)

A = Área de transferencia (m^2)

ΔT = Gradiente de temperatura (K)

1.4.4. DIFERENCIA DE LA TEMPERATURA MEDIA LOGARÍTMICA

El valor de la diferencia de la temperatura media logarítmica es el valor que permite caracterizar la transferencia de calor, en la etapa correspondiente con base a las temperaturas extremas del sistema. Además se consideran las dos corrientes y no solo una; el valor que resulta es la representación de una fuerza impulsora.

Considérese el intercambiador de calor de doble tubo mostrado en la figura 1.4.4-1, el cual opera en flujo paralelo.

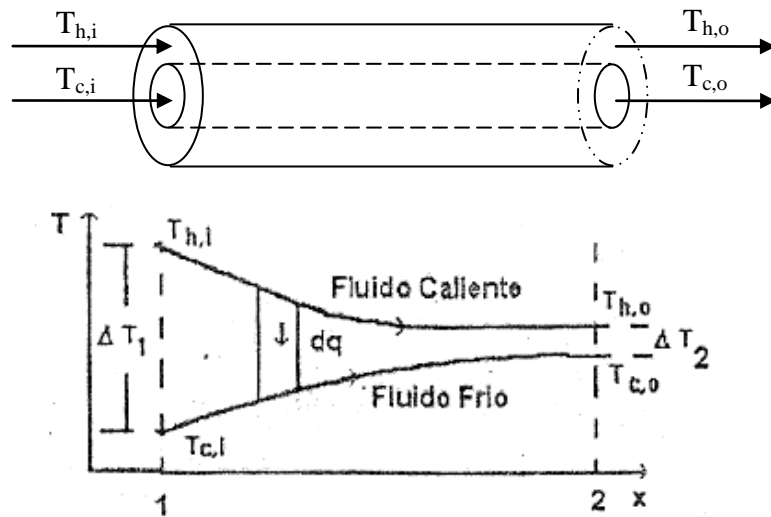


Figura 1.4.4-1. Distribución de temperaturas en un intercambiador de doble tubo

Donde:

$T_{h,i}$ = Temperatura del fluido caliente de entrada

$T_{h,o}$ = Temperatura del fluido caliente de salida

$T_{c,i}$ = Temperatura del fluido frio de entrada

$T_{c,o}$ = Temperatura del fluido frio de salida

La diferencia de la temperatura media logarítmica queda expresada con la siguiente ecuación:

$$MLDT = \frac{(\Delta T_2 - \Delta T_1)}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} \quad \text{Ec. 1.4.4-1}$$

El cálculo del flujo de calor se realiza mediante:

$$Q = U * A * MLDT \quad \text{Ec. 1.4.4.-2}$$

Donde:

MLDT = Diferencia de la temperatura media logarítmica

1.4.5. TRANSFERENCIA DE CALOR EN TANQUES AGITADOS

Las correlaciones de transferencia de calor para soluciones agitadas en el interior de un recipiente y las paredes de la chaqueta viene dado por:

$$\frac{u\phi}{k} = a * (Nre)^b * Np^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^m \quad \text{Ec. 1.4.5 -1}$$

$$Nre = \frac{\phi t^2 * N * \rho}{\mu} \quad \text{Ec. 1.4.5 -2}$$

$$N_{p1} = \frac{Cp * \mu}{k} \quad \text{Ec. 1.4.5 -3}$$

Donde:

ϕ = Diámetro interno del tanque (m)

k = Conductividad térmica $\left(\frac{J}{ms K}\right)$

Nre = Número de reynolds

ϕt = Diámetro del agitador (m)

N = Velocidad rotacional (rpm)

ρ = Densidad del fluido (kg/m^3)

μ = Viscosidad del fluido (Pa.s)

Np = Número de prandtl

Cp = Capacidad calorífica $\left(\frac{J}{kg K}\right)$

μ_w = Viscosidad del fluido a temperatura de la pared (Pa.s)

a, b, m = Constantes según el tipo de agitador (6)

1.5. DIMENSIONAMIENTO DE LA BOMBA PARA LA CONSTRUCCIÓN DEL REACTOR

Las bombas centrífugas, frecuentemente, se consideran como componentes simples que se pueden insertar en circuitos más complejos. En realidad, es necesario prestar mucha atención a su configuración, que debe estar siempre relacionada con las características del sistema, con las necesidades de bombeo y con las exigencias específicas del usuario. La individualización de una bomba a rodete exige un conocimiento profundo de las condiciones específicas de funcionamiento, quien construye bombas centrífugas debe saber calcular todas las informaciones útiles para la mejor proyección hidrodinámica posible.

Además, sí es necesario garantizar que estas bombas trabajen bien y puedan ejecutar sus capacidades con eficiencia hay que prestar atención a las instalaciones de la bomba misma, para calcular los efectos de las condiciones de trabajo con líquido agresivo.

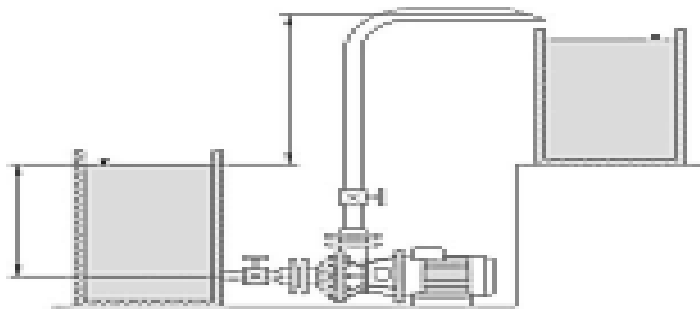


Figura 1.5-1. Operación de una bomba

La elección de una bomba para líquidos químicamente agresivos requiere un examen atento de múltiples datos para ofrecer el producto adecuado a las exigencias del sistema de movimiento. Un cierto margen de seguridad y pérdidas eventuales de carga se deben tener en cuenta, pero sin prever inútiles sobre dimensionamientos, solo así, se pueden

evitar prestaciones insatisfactorias, averíos imprevistos o injustificados aumentos de costes y de gestión.

Por este motivo, se debe realizar el análisis de todos los elementos necesarios para el correcto dimensionamiento de la bomba, donde se consideran, entre otras cosas:

- Las propiedades del líquido (nombre, composición, concentración, temperatura, peso específico).
- El caudal del líquido (volumen que se tiene que mover en una unidad de tiempo).
- Las características específicas del circuito hidráulico (altura de elevación, pérdidas de carga, accesorios de la instalación).

El cálculo de tales informaciones (no las únicas, pero sí las más importantes) permitirá determinar cuál es la bomba correcta (según material y tipo), el rodete adecuado y la exacta potencia del motor (en relación con la curva característica). También para la correcta elección de una bomba se deben analizar varios factores tales como:

Composición del líquido: Es fundamental en la elección de los materiales constructivos de las distintas partes de la bomba que están en contacto con el líquido. Mientras más exactas sean las informaciones sobre la composición del líquido que se bombea, más precisas serán las elecciones de los materiales que constituyen la estructura de la bomba, así como las guarniciones y el eventual sellado mecánico. Por ejemplo; concentraciones distintas de un mismo ácido pueden exigir materiales constructivos de características diferentes.

Temperaturas de ejercicio: Es importante conocer la temperatura máxima y mínima debido a que la temperatura del fluido en movimiento actúa con efectos importantes sobre los materiales es así que a temperaturas muy bajas pueden volver frágil una

determinada materia plástica, mientras que temperaturas elevadas pueden crear fenómenos de ablandamiento y deformación de las partes constructivas.

1.5.1. ELECCIÓN DE LOS MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN DE LAS BOMBAS

Una atenta elección de los materiales de construcción, sean estructurales como de sellado y de desgaste, realizada en función del tipo de equipo y de los fluidos que se trasladan permiten resolver con seguridad y eficiencia los problemas de bombeo de líquidos “a riesgo” incluso en procesos de trabajo más complejos.

PP (Polipropileno)

Caracterizado por buenas propiedades mecánicas, por una amplia resistencia a los agentes químicos y por una elevada temperatura de ejercicio. No es adecuado para los ácidos concentrados fuertemente oxidantes y halógenos (flúor, cloro, bromo, yodo).
Temperatura máxima de ejercicio 90°C.

PVC (Cloruro de polivinilo)

Material muy usado en instalaciones, resistente a los ácidos, bases, soluciones salinas y compuestos orgánicos. No es apropiado para hidrocarburos aromáticos y clorurados.
Temperatura máxima de ejercicio 45°C.

EPDM (Goma etilo-propílica)

Elastómero de alto módulo elástico, buena resistencia a los ácidos, bases, alcoholes y cetonas. No se aconseja para hidrocarburos, aceites y grasas. Temperatura máxima de ejercicio: 90°C.

1.5.2. ECUACIONES PRINCIPALES PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE LA BOMBA

Velocidad

$$v = \frac{4Q}{\pi \phi^2}$$

v = Velocidad (m/s)

Q = Caudal (m³/s)

ϕ = Diámetro

Caudal

$$Q = Av$$

Q = Caudal

A = Área

v = Velocidad

Flujo másico

$$W = Q * \rho$$

W = Flujo másico

ρ = densidad

Ecuación de Bernoulli

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} + (h_2 - h_1) + \frac{(P_2 - P_1)}{\gamma} + \sum hf + H = 0$$

$\sum hf$ = Pérdidas de energía

H = Carga total del dispositivo

γ = Peso específico

Número de Reynolds

$$N_{re} = \frac{\rho v \phi}{\mu}$$

ρ = Densidad

μ = Viscosidad

v = Velocidad

Rugosidad relativa

$$RR = \frac{\epsilon_r}{\phi}$$

ϵ_r = Coeficiente de rugosidad

Pérdidas por fricción

$$h_{fl} = f \frac{Lv^2}{\phi 2g}$$

f = Coeficiente de fricción

L = Longitud de la tubería

Pérdidas por accesorios

$$h_m = \sum k \frac{v^2}{2g}$$

k = Constante de los accesorios

Pérdidas de Energía

$$\sum h_f = h_m + h_{fl}$$

Potencia

$$P = \frac{WH}{75\varepsilon}$$

P = Potencia

ε = Eficiencia “(7)”

1.6. ROTÁMETROS

Es un medidor de caudal en tuberías de área variable, de caída de presión constante. El rotámetro consiste de un flotador (indicador) que se mueve libremente dentro de un tubo vertical ligeramente cónico, con el extremo angosto hacia abajo. El fluido entra por la parte inferior del tubo y hace que el flotador suba hasta que el área anular entre él y la pared del tubo sea tal, que la caída de presión de este estrechamiento sea lo suficientemente para equilibrar el peso del flotador. El tubo es de vidrio y lleva grabado una escala lineal, sobre la cual la posición del flotador indica el gasto o caudal.

Los rotámetros, flow meters del tipo área variable, son instrumentos diseñados para la medición y control de caudales, gases y líquidos. Se fabrican caudalímetros desde 1 ml/h hasta 1000000 ml/min. La unidad de lectura vendrá especificada en la unidad de preferencia del usuario (l/h, g/min, m³/h, lbm/min, etc.), es decir, lectura directa de caudal.

Rangos operacionales disponibles: desde 0.5 l/h de agua (0.01 m³/h de aire), para tuberías de diámetro 1/4" NPT, hasta 100000 l/h de agua (3000 m³/h de aire) para tuberías de diámetro 4". Para diámetros de tubería mayores de 3", caudales hasta 10000000 ml/min, se usará el medidor de flujo de tipo área variable modelo "push bottom".

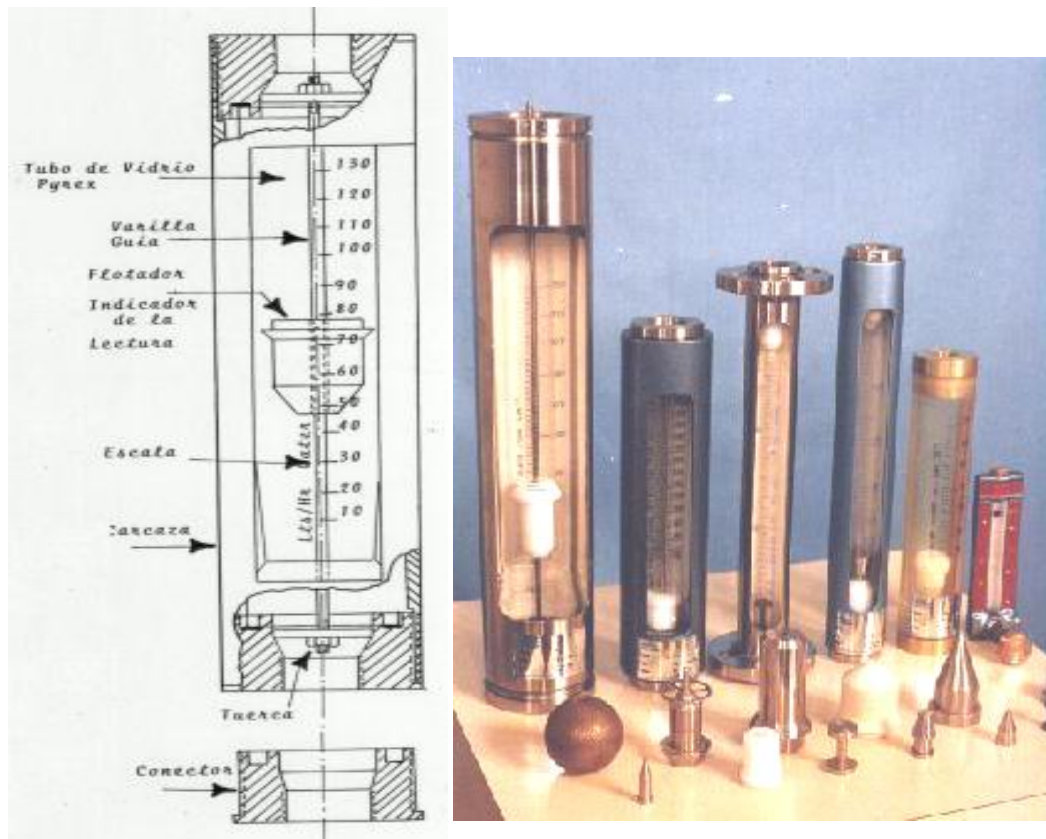


Figura 1.6-1. Rotámetros

Un rotámetro consta de los siguientes elementos un tubo medidor del tipo pírex que está protegido por una carcasa protectora de acero inoxidable calidad 316, un flotador medidor se desplaza verticalmente a lo largo de una varilla guía, razón por la cual pueden ser utilizados para medir fluidos de una alta viscosidad.

Para la construcción de los rotámetros los materiales más usados son:

- Tubo medidor en vidrio boro silicato tipo pírex.
- Conectores y partes internas en acero inoxidable 316.7.
- O-rines y empaques en teflón.
- La longitud de la escala medidora se ofrece en variados tamaños: 230 mm, 330 mm, 100 mm, etc.
- La precisión es del 2% en full escala.

1.6.1. VENTAJAS

- Es económico para caudales bajos y tuberías con diámetros menores a 2".
- Cubre un rango amplio de caudales.
- Sirve para líquidos y gases.
- Provee una información visual directa.
- La caída de presión es baja.
- Instalación y mantenimiento simple.

1.6.2. DESVENTAJAS

- No es sencillo ni económico obtener señal eléctrica a partir de la indicación.
- Se incrementa mucho su costo para tuberías de diámetro grande.
- No se consiguen rotámetros para tuberías grandes.

- Debe instalarse en sentido vertical de modo que el caudal sea ascendente.
- Son de baja precisión.

CAPÍTULO II

PARTE

EXPERIMENTAL

-

2. PARTE EXPERIMENTAL

Como el presente trabajo es el diseño y construcción de un reactor continuo e mezcla completa a nivel de laboratorio, entonces se efectuaron una serie de variaciones en los parámetros establecidos en literatura, para poder lograr la temperatura apropiada para el experimento se empleará como fuente de energía una niquelina que estará regulada por un termostato que hará que la temperatura se mantenga controlada; una agitación perfecta que nos permitirá lograr una mezcla completa; y medidores de flujo que nos permitirán mantener un caudal continuo y constante de los reactivos que intervienen en la reacción.

2.1. MÉTODOS

El presente estudio de investigación utilizó la aplicación tanto teórica como experimental para obtener la mejor metodología en respuesta a las posibles interrogantes que se puedan presentar en el transcurso de la realización de la práctica de laboratorio para verificar el correcto funcionamiento del reactor de mezcla completa.

2.1.1. DEDUCTIVO

A base de diferentes estudios ya realizados a nivel nacional en la Escuela Superior Politécnica del Litoral y a nivel internacional en países del primer mundo como Alemania e Inglaterra, se ha creído conveniente crear un equipo que permita a los estudiantes de la carrera de Ingeniería Química a nivel mundial realizar estudios en el laboratorio de procesos continuos en donde puedan aprender la cátedra Ingeniería de las Reacciones Químicas de una manera no solamente teórica sino también práctica.

Además se establecerá fundamentos de estudios como transferencia de calor, fluidos, e Ingeniería de Reacciones como materia fundamental para el diseño y construcción de nuestro reactor, cuya aplicación nos permitirá resolver los problemas más frecuentes durante el transcurso del presente estudio; lo cual nos facilitara un mejor dimensionamiento del equipo.

2.1.2. EXPERIMENTAL

A nivel de laboratorio los métodos utilizados dentro de esta investigación son:

- Determinación de la densidad utilizando métodos empleados en el laboratorio.
- Determinación de la viscosidad de los compuestos a utilizarse para realizar el dimensionamiento del reactor.

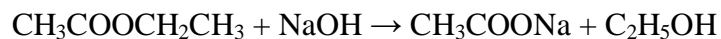
2.2. TÉCNICAS

Existen varias técnicas para la investigación facilitándonos su desarrollo y el cumplimiento de nuestro objetivo.

A continuación se explicara la técnica utilizada para llevar a cabo la demostración del funcionamiento del equipo.

2.3. TÉCNICA UTILIZADA PARA LA DEMOSTRACIÓN DEL FUNCIONAMIENTO DE UN REACTOR CONTINUO DE MEZCLA COMPLETA

Para verificar el funcionamiento del equipo se decidió escoger dos reactivos comunes en nuestro medio, y que se encuentran en stock en la bodega de la Facultad de Ciencias estos son el hidróxido de sodio y el acetato de etilo que se conjugaran para dar como producto de la reacción química el acetato de sodio y el etanol.



En la mayoría de los procesos químicos industriales el reactor constituye una pieza clave del equipamiento donde se realiza el proceso. El diseño de los reactores químicos y la comprensión de los factores (caudal de los reactivos, temperatura, geometría, etc.) que afectan al funcionamiento del reactor, es crucial para el éxito de una operación industrial.

“Una de las características principales del reactor de mezcla completa radica en que el mezclado es muy eficiente las propiedades de la mezcla reaccionante serán uniformes en todas las secciones del recipiente, tales como la concentración y la temperatura. La eficiencia del mezclado indica si la composición y temperatura en cualquier punto del volumen del reactor, son iguales a la composición y temperatura de la corriente de salida” (9)

2.3.1. DETERMINACIÓN DE LA CONSTANTE CINÉTICA PARA UNA REACCIÓN DE SAPONIFICACIÓN EN UN REACTOR DE MEZCLA COMPLETA

2.3.1.1. MATERIALES Y REACTIVOS

2.3.1.1.1. MATERIALES

- 1 reactor de mezcla completa.
- 1 pipeta graduada de 10 ml.
- 1 vaso de precipitación de 1000 ml.
- 2 matraces volumétricos de 1000 ml.
- 3 vasos de precipitación de 250 ml.

- Cronómetro.
- Espátula.

2.3.1.1.2. REACTIVOS

- Hidróxido de sodio.
- Acetato de etilo.

2.3.1.2. PROCEDIMIENTO

- Preparar 3 litros de hidróxido sódico 0.1 M y 3 litros de acetato de etilo 0.1 M.
- Llenar cuidadosamente los depósitos de reactivos hasta unos 5 cm del borde.
- Utilizando la escala de rotámetro ajustar para que el caudal de alimentación de cada uno de los reactivos sea de 40 ml/min.
- Ajustar a continuación la temperatura del controlador ubicado en el interior del reactor a 25°C.
- Conectar la unidad de circulación de agua, las bombas, el agitador y poner el cronómetro en marcha. Seguir el proceso mediante el registro manual de la conductividad a intervalos de 5 minutos. La toma de datos se realizará hasta alcanzar el estado estacionario (30 minutos) aunque es aconsejable tomar datos durante 45 minutos aproximadamente.
- De los valores de conductividad correspondiente al estado estacionario y mediante la aplicación de un balance de materia al reactor continuo tipo tanque agitado, se obtiene el valor de la constante de velocidad a esa temperatura.

2.4. PREPARACIÓN DE LAS SOLUCIONES

TABLA 2.4-1. PREPARACIÓN DE LAS SOLUCIONES DE HIDRÓXIDO DE SODIO A DIVERSAS CONCENTRACIONES PARA REALIZAR LA CURVA DE CALIBRACIÓN

FUNDAMENTO	MATERIALES	TÉCNICA	CÁLCULO
<p>Una solución es una mezcla homogénea de dos o más sustancias. La sustancia disuelta se denomina soluto y está presente generalmente en pequeña cantidad en pequeña cantidad en comparación con la sustancia donde se disuelve denominada solvente. En cualquier discusión de soluciones, el primer requisito consiste en poder especificar sus composiciones, esto es, las cantidades relativas de los diversos componentes.</p> <p>La concentración de una solución expresa la relación de la cantidad de soluto a la cantidad de solvente.</p>	<p>Balanza</p> <p>4 Balones aforados de 100 ml</p> <p>1 vaso de precipitación de 500 ml</p> <p>Agua</p> <p>Hidróxido de sodio</p>	<p>Pese los gramos de NaOH según el cálculo realizado para 0.05M; 0.1 M; 0.15 M y 0.2 M.</p> <p>Colocar la cantidad pesada en el balón aforado de 100 ml.</p> <p>Aforar el balón hasta la marca indicada con agua.</p> <p>Realizar el mismo procedimiento para cada una de las cuatro concentraciones mencionadas en el primer ítem.</p>	<p>$gNaOH = C * PM * V$</p> <p>Donde:</p> <p>C = Concentración a la cual queremos la solución (mol/l)</p> <p>PM = Peso molecular del hidróxido de sodio</p> <p>V = Volumen del balón aforado</p>

TABLA 2.4-2. PREPARACIÓN DE LOS REACTIVOS (HIDRÓXIDO DE SODIO Y ACETATO DE ETILO)

FUNDAMENTO	MATERIALES	TÉCNICA	CÁLCULO
<p>Una solución es una mezcla homogénea de dos o más sustancias. La sustancia disuelta se denomina soluto y está presente generalmente en pequeña cantidad en comparación con la sustancia donde se disuelve denominada solvente. En cualquier discusión de soluciones, el primer requisito consiste en poder especificar sus composiciones, esto es, las cantidades relativas de los diversos componentes.</p> <p>La concentración de una solución expresa la relación de la cantidad de soluto a la cantidad de solvente.</p>	<p>Balanza 2 Balones aforados de 1000 ml 1 vaso de precipitación de 1000 ml Hidróxido de sodio Acetato de etilo Agua</p>	<p>Pese los gramos de NaOH o Acetato de etilo según el cálculo realizado para tener 3 litros de cada uno de los reactivos antes mencionados.</p> <p>Colocar la cantidad pesada en el balón aforado de 1000 ml.</p> <p>Aforar el balón hasta la marca indicada con agua.</p> <p>Realizar el mismo procedimiento para cada una de los reactivos.</p>	<p>$g = 0.1M * PM * V$</p> <p>Donde:</p> <p>g = gramos de reactivos que debemos de pesar para obtener una solución 0.1 M</p> <p>PM = Peso molecular</p> <p>V = Volumen del balón aforado</p>

2.5. DETERMINACIÓN DE LAS PROPIEDADES FÍSICAS DE LAS SOLUCIONES DE HIDRÓXIDO DE SODIO Y ACETATO DE ETILO

TABLA 2.5-1. DETERMINACIÓN DE LA DENSIDAD DE LOS REACTIVOS

FUNDAMENTO	MATERIALES	TÉCNICA	CÁLCULO
<p>La densidad de los líquidos se mide de una manera similar a como se mide la densidad de los sólidos, en nuestros caso utilizaremos el método del picnómetro</p> <p>Este permite determinar la densidad del fluido, en referencia a un fluido de densidad conocida como el agua, Este método nos sirve para medir fluido no muy viscosos</p>	<p>Balanza</p> <p>Picnómetro de 10 ml</p> <p>Probeta de 25 ml</p>	<p>Tomar ml de la solución de hidróxido de sodio 0.1 M en la probeta.</p> <p>Colocar el picnómetro vacío en la balanza y anotar su peso (P1).</p> <p>Añadir la solución de hidróxido de sodio al picnómetro y taponarlo.</p> <p>Colocar el picnómetro en la balanza y anotar su peso (P2).</p> <p>Realizar la diferencia de pesos y dividir por la capacidad del picnómetro.</p>	$d = \frac{(P1 - P2)}{Vp}$ <p>Donde:</p> <p>d = densidad (g/ml)</p> <p>P1 = Peso del picnómetro vacío (g)</p> <p>P2 = Peso del picnómetro con la solución</p> <p>Vp = Volumen del Picnómetro</p>

TABLA 2.5-2. DETERMINACIÓN DE LA VISCOSIDAD DEL HIDRÓXIDO DE SODIO Y EL ACETATO DE ETILO

FUNDAMENTO	MATERIALES	TÉCNICA	CÁLCULO
<p>La medida de la viscosidad de un fluido representa la resistencia que presentan al fluir.</p> <p>Antes de ejecutar la medida se debe realizar algunas medidas adicionales con distintos instrumentos.</p> <p>El diámetro de un bola que tiene forma esférica con un calibre o con un micrómetro</p> <p>Emplear una probeta de volumen especificado.</p> <p>Finalmente con un cronómetro se mide el tiempo que tarda la pequeña esfera en recorrer una distancia dada en el interior de la probeta vertical que contiene el fluido.</p>	<p>Probeta de 100 ml</p> <p>Esfera Metálica</p> <p>Cronómetro</p> <p>Flexómetro</p> <p>Calibrador pie de rey</p> <p>Balanza</p>	<p>Colocar la esfera metálica en la balanza y anotar su peso.</p> <p>Determinar el diámetro de la esfera metálica con el calibrador pie de rey</p> <p>Añadir agua (50 ml) a la probeta e introducir la esfera y observar el aumento de volumen de la probeta.</p> <p>Añadir (50 ml) de la solución de acetato de etilo 0.1 M a la probeta y con el flexómetro determinar la distancia a recorrer.</p> <p>Introducir la esfera a la probeta y con un cronómetro determinar el tiempo que se demora en recorrer la esfera una distancia de la probeta.</p> <p>Repetir el mismo procedimiento varias veces hasta obtener un valor constante.</p>	$\mu = \frac{2g(dsol - dliq)r^2}{9v}$ <p>Donde:</p> <p>μ = viscosidad dinámica (g/cm.s)</p> <p>g = gravedad (m/s²)</p> <p>d = densidad del sólido y el liquido (g/ml)</p> <p>r = radio de la esfera metálica</p>

2.6. DATOS EXPERIMENTALES

2.6.1. PRUEBAS PRELIMINARES

Mediante la realización de la práctica de laboratorio con la técnica utilizada podemos determinar de manera experimental la constante de velocidad de la reacción entre el acetato de etilo y el hidróxido de sodio en un reactor continuo de mezcla completa a escala laboratorio.

Se escogió la reacción de saponificación del acetato de etilo con el hidróxido de sodio porque es sencilla y comprendida por todos nosotros, a más que son reactivos muy comunes que se encuentran a disposición de los estudiantes.

Además con la realización de la experimentación se determinaron las variables más adecuadas para el funcionamiento óptimo del reactor continuo de mezcla completa cuya función principal es la de realizar prácticas de laboratorio.

Estamos consientes que cualquier estudiante de la carrera puede realizar esta experimentación debido a que se trata de un proceso simple y de gran utilidad para complementarlo con la teoría impartida en la cátedra de Ingeniería de Reacciones Químicas.

2.7. DATOS ADICIONALES

TABLA 2.7-1. DATOS ADICIONALES DE LA CAPACIDAD CALORÍFICA DEL LOS REACTIVOS Y PRODUCTOS UTILIZADOS EN LA PRACTICA

CARACTERÍSTICA	UNIDAD	VALOR
Capacidad calorífica del NaOH	J/mol K	57.213
Capacidad calorífica del acetato de etilo	J/mol K	169.6
Capacidad calorífica del acetato de sodio	J/mol K	65.07
Capacidad calorífica del etanol	J/mol K	97.49

PERRY Robert H, *Manual del ingeniero químico* Volumen IV, 6ta edición, Editorial Mc-Graw Hill 2001.

Madrid – España

TABLA 2.7-2. DATOS ADICIONALES PARA LA DETERMINACIÓN DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR

CARACTERÍSTICA	UNIDAD	VALOR
Conductividad Térmica del acero Inoxidable	$J/m^2s K$	50.2

PERRY Robert H, *Manual del ingeniero químico* Volumen IV, 6ta edición, Editorial Mc-Graw Hill 2001.

Madrid – España

CAPÍTULO III

DISEÑO Y

CONSTRUCCIÓN

3. DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DEL REACTOR DE MEZCLA COMPLETA

3.1. CÁLCULO PARA EL DISEÑO DEL REACTOR

3.1.1. CÁLCULO DEL VOLUMEN DEL CILINDRO DEL REACTOR

$$V = \pi * \left(\frac{D_t}{2}\right)^2 * h$$

$$V_1 = \pi * \frac{D_t^2}{4} * D_t$$

$$V_1 = \frac{\pi * D_t^3}{4}$$

$$V_1 = \frac{\pi * (16cm)^3}{4}$$

$$V_1 = 3216.99 \text{ cm}^3$$

Se escoge este diámetro referencial (16 cm) porque nos permite obtener el volumen requerido de 3 litros.

La altura del reactor se le incrementa 4cm como factor de seguridad del 0.25 y para los ensambles con la cámara de calefacción y la tapa.

$$h_R = h + 4 \text{ cm}$$

$$h_R = (16 + 4) \text{ cm}$$

$$h_R = 20 \text{ cm}$$

3.1.2. CÁLCULO DEL VOLUMEN DEL REACTOR

$$V_R = V_1 + V_2$$

Donde V_2 es el volumen del asiento redondeado.

$$V_R = (3216.99 + 300) \text{ cm}^3$$

$$V_R = 3516.99 \text{ cm}^3$$

3.1.3. CÁLCULO DEL DIÁMETRO DE LA CÁMARA DE CALEFACCIÓN

Por consideraciones de diseño, el diámetro de la cámara de calefacción es 5 cm más grande que el del reactor, es decir 2.5 cm a cada lado.

Esto es:

$$D_E = D_t + 5 \text{ cm}$$

$$D_E = (16 + 5) \text{ cm}$$

$$D_E = 21 \text{ cm}$$

3.1.4. CÁLCULO DE LA ALTURA DE LA CÁMARA DE CALEFACCIÓN

Por consideraciones de diseño, la altura de la cámara de calefacción es 2.5 cm más grande que la del reactor.

Esto es:

$$h_E = h + 2.5 \text{ cm}$$

$$h_E = (16 + 2.5) \text{ cm}$$

$$h_E = 18.5 \text{ cm}$$

3.1.5. CÁLCULO DEL VOLUMEN DEL CILINDRO DE LA CÁMARA DE CALEFACCIÓN

$$V_E = \pi * \frac{D_E^2}{4} * h_E$$

$$V_E = \pi * \frac{(21 \text{ cm})^2}{4} * 18.5 \text{ cm}$$

$$V_E = 6407.67 \text{ cm}^3$$

3.1.6. CÁLCULO DEL VOLUMEN DE LA CÁMARA DE CALEFACCIÓN

$$V_C = V_E - V_R$$

$$V_C = (6407.67 - 3216.99) \text{ cm}^3$$

$$V_C = 3190.68 \text{ cm}^3$$

3.2. CÁLCULOS PARA EL SISTEMA DE AGITACIÓN

3.2.1. CÁLCULO DEL DIÁMETRO DEL RODETE

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}$$

$$D_a = \frac{D_t}{3}$$

$$D_a = \frac{16cm}{3}$$

$$D_a = 5.33cm \cong 5.5cm$$

3.2.2. CÁLCULO DE LA ALTURA DEL RODETE

$$\frac{E}{D_t} = \frac{1}{3}$$

$$E = D_a$$

$$E = 5.5cm$$

3.2.3. CÁLCULO DEL ANCHO DE LOS DEFLECTORES

$$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

$$J = \frac{D_t}{12}$$

$$J = \frac{16cm}{12}$$

$$J = 1.33cm \cong 1.3cm$$

3.2.4. CÁLCULO DE LAS DIMENSIONES DE LAS PALETAS

3.2.4.1. CÁLCULO DE LA ALTURA DE LA PALETA

$$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$$

$$W = \frac{D_a}{5}$$

$$W = \frac{5.5cm}{5}$$

$$W = 1.1cm$$

3.2.4.2. CÁLCULO DEL ANCHO DE LA PALETA

$$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

$$L = \frac{D_a}{4}$$

$$L = \frac{5.5cm}{4}$$

$$L = 1.375cm \cong 1.4cm$$

3.2.5. CÁLCULO DE LA POTENCIA PARA ACCIONAR EL RODETE

3.2.5.1. CÁLCULO DE NÚMERO DE REYNOLDS

$$N_{re} = \frac{D_t^2 * N * \rho}{\mu}$$

Donde:

D_t^2 = diámetro del reactor

N = número de revoluciones por segundo

μ = viscosidad de la mezcla fluido (Pa.s)

ρ = densidad de la mezcla (kg/m^3)

Para lo cual:

N = 2 rps

3.2.5.2. CÁLCULO DE LA DENSIDAD Y VISCOSIDAD DE LA MEZCLA

Para el cálculo de la densidad y viscosidad de la mezcla se obtuvieron los datos experimentales de densidad y viscosidad de los reactivos hidróxido de sodio y acetato de etilo.

ρ y μ del acetato de etilo 0.1 M a 25 C

$$\rho = 980.25 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0.44 \cdot 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

ρ y μ del hidróxido de sodio 0.1 M a 25 C

$$\rho = 984.51 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0.51 \cdot 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

3.2.5.2.1. DETERMINACIÓN DE LA DENSIDAD DE LA MEZCLA

$$\rho_{mezcla} = (x_A \cdot \rho_{NaOH}) + (x_B \cdot \rho_{ACET})$$

$$\rho_{mezcla} = (0.5 \cdot 980.25 \text{ kg/m}^3) + (0.5 \cdot 984.51 \text{ kg/m}^3)$$

$$\rho_{mezcla} = 982.38 \text{ kg/m}^3$$

Donde:

x_A = Fracción Molar del hidróxido de sodio

x_B = Fracción Molar del acetato de etilo

3.2.5.2.2. DETERMINACIÓN DE LA VISCOSIDAD DE MEZCLA

$$\mu_{mezcla} = \left[\sum x(u)^{1/3} \right]^3$$

$$\mu_{mezcla} = \left[(x_A * (\mu_{NaOH})^{1/3}) + (x_B * (\mu_{AcEt})^{1/3}) \right]^3$$

$$\mu_{mezcla} = \left[(0.5 * (0.51e - 3)^{1/3}) + (0.5 * (0.44e - 3)^{1/3}) \right]^3$$

$$\mu_{mezcla} = [0.04 + 0.038]^3$$

$$\mu_{mezcla} = 0.439 * 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

Reemplazando tenemos:

$$N_{RE} = \frac{(0.16\text{m})^2 * 4 \frac{\text{rev}}{\text{s}} * \frac{982.38\text{Kg}}{\text{m}^3}}{0.439 * 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}}$$

$$N_{RE} = 229147.50 \cong 2.3 \times 10^5$$

3.2.5.3. CÁLCULO DE LA POTENCIA DEL AGITADOR

$$N_P = \frac{P}{\rho * N^3 * D_t^5}$$

Despejando tenemos:

$$P = N_P * \rho * N^3 * D_t^5$$

Donde:

N_p = Número de potencia

P = Potencia

Por medio de la gráfica de correlaciones de potencia para rodetes específicos tomando en cuenta la curva C que corresponde a palas verticales con $S_4 = 0.25$ (ANEXO II) Geankoplis C J. Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias, se obtiene el número de potencia N_p con un valor de:

$$N_p = 0.8$$

Reemplazando tenemos:

$$P = 0.8 * 982.38 \frac{Kg}{m^3} * 2^3 * (0.16m)^5$$

$$P = 0.65 HP$$

3.3. CÁLCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR

Las correlaciones de transferencia de calor para soluciones agitadas en el interior de un recipiente y las paredes de la chaqueta viene dado por:

$$\frac{U\emptyset}{k} = a * (N_{RE})^b * N_p^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^m$$

Donde:

U = Coeficiente de transferencia de calor ($J/ sm^2 K$)

\emptyset = Diámetro interno del tanque (m)

k = Conductividad Térmica ($J/ms K$)

N_{re} = Número de Reynolds

ϕ_t = Diámetro del agitador (m)

N = Velocidad Rotacional (rpm)

ρ = densidad del fluido (kg/m^3)

μ = viscosidad del fluido (Pa.s)

N_p = Número de Prandtl

C_p = Capacidad Calorífica

μ_w = Viscosidad del fluido a temperatura de la pared

a,b,m = Constantes según el tipo de agitador

El número de Reynolds obtenido en el literal 3.2.5.2 es de:

$$N_{re} = 229147.50 \cong 2.3 \times 10^5$$

Calculamos el número de Prandtl:

$$N_{P1} = \frac{C_p * \mu}{k}$$

La Capacidad Calorífica a utilizar es de:

$$C_{p_{\text{NaOH}}} = 1430.25 \text{ J/kg K}$$

La conductividad térmica del acero inoxidable es:

$$k = 50.2 \text{ J/ms K}$$

Entonces

$$N_{P1} = \frac{1430.25 \left(\frac{\text{J}}{\text{KgK}} \right) * 0.43 * 10^{-3} (\text{P.s})}{50.2 \left(\frac{\text{J}}{\text{smK}} \right)}$$

$$N_{p1} = 0.014$$

Las constantes a, b, m son determinadas de acuerdo al tipo de paletas escogidas estas son según Chohey N P, Handbook of Chemical Engineering Calculations, Third Edition, 2006 Pp 275:

$$a=0.62 \quad b= 2/3 \quad m=0.14$$

Reemplazando en la fórmula original tenemos:

$$\frac{U\phi}{k} = a * (N_{RE})^b * Np^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

$$\frac{U(0.16m)}{50.2 \frac{J}{msK}} = 0.62 * (2.3 \times 10^5)^{2/3} * 0.014^{1/3} * \left(\frac{0.43 * 10^{-3}}{1 * 10^{-3}}\right)^{0.14}$$

$$U = \frac{0.62 * (2.3 \times 10^5)^{2/3} * 0.014^{1/3} * \left(\frac{0.43 * 10^{-3}}{1 * 10^{-3}}\right)^{0.14} * 50.2}{0.16m}$$

$$U = 154.22 \text{ KJ/sm}^2 \text{ K}$$

3.4. CÁLCULO DE LA DIFERENCIA DE LA TEMPERATURA MEDIA LOGARÍTMICA

Para realizar el cálculo de la diferencia de la temperatura media logaritmica nos basamos en la figura 1.4.4-1 de la distribución de temperaturas en un intercambiador de doble tubo y los resultados de los cálculos fueron los siguientes:

$$MLDT = \frac{(\Delta T_2 - \Delta T_1)}{\frac{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}{\Delta T_1}}$$

$$\Delta T_1 = (44 - 19) = 25$$

$$\Delta T_2 = (39 - 25) = 14$$

$$MLDT = \frac{25 - 14}{\frac{\ln 14}{25}}$$

$$MLDT = 18.97 \text{ } ^\circ\text{C o } 291.97 \text{ K}$$

3.5. CÁLCULO DEL FLUJO DE CALOR

$$Q = mC_p \Delta T$$

$$Q = 1.005 \text{ kg} * .143 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} (317 - 234)\text{K}$$

$$Q = 119.28 \text{ kJ}$$

3.6. CÁLCULO DEL ÁREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR

$$Q = U * A * MLDT$$

$$A = \frac{Q}{U * MLDT}$$

$$A = \frac{119.28 \frac{\text{KJ}}{\text{mol}}}{154.22 \frac{\text{KJ}}{\text{sm}^2 \text{K}} * 291.97 \text{K}}$$

$$A = 2.65 * 10^{-3} m^2$$

3.7. DIMENSIONAMIENTO SISTEMA DE BOMBEO

Datos:

$$Q = 40 \text{ ml/min} = 6.67 * 10^{-7} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$T = 20 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\rho = 984.51 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0.51 * 10^{-3} \text{ kg/ms}$$

$$\phi = 3/8 \text{ pulg} = 9.525 * 10^{-3} \text{ m}$$

$$\Delta z = 0.10 \text{ m}$$

3.7.1. VELOCIDAD

$$v = \frac{4Q}{\pi \phi^2}$$

$$v = \frac{4(6.67 * 10^{-7} \frac{m^3}{s})}{\pi(9.525 * 10^{-3} m)^2}$$

$$v = 9.361 * 10^{-3} \frac{m}{s}$$

3.7.2. NÚMERO DE REYNOLDS

$$N_{re} = \frac{\rho v \phi}{\mu}$$

$$N_{re} = \frac{984.51 \left(\frac{kg}{m^3}\right) * 9.361 * 10^{-3} \left(\frac{m}{s}\right) * 6.67 * 10^{-7} (m)}{0.51 * 10^{-3} \left(\frac{kg}{ms}\right)}$$

$$N_{re} = 0.01$$

Régimen laminar de los reactivos

3.7.3. CÁLCULO DE FACTOR DE FRICCIÓN FANNING

$$f = \frac{64}{N_{Re}}$$

$$f = \frac{64}{0.01}$$

$$f = 6400$$

3.7.4. PÉRDIDAS POR FRICCIÓN

$$h_{fl} = f \frac{Lv^2}{\phi 2g}$$

$$h_{fl} = 6400 \frac{0.90m * (9.361 * 10^{-3} \frac{m}{s})^2}{(9.525 * 10^{-3} m) * 2 * 9.8 \frac{m}{s^2}}$$

$$h_{fl} = 2.704m$$

3.7.5. PÉRDIDAS POR ACCESORIOS

$$hm = \sum k \frac{v^2}{2g}$$

k = Constante de los accesorios

$$hm = 0 \text{ m}$$

3.7.6. PÉRDIDAS DE ENERGÍA

$$\sum hf = hm + hfl$$

$$\sum hf = 2.704m$$

3.7.7. ECUACIÓN DE BERNOULLI

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} + (h_2 - h_1) + \frac{(P_2 - P_1)}{\gamma} + \sum hf + H = 0$$

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} + (h_2 - h_1) + \frac{(P_2 - P_1)}{\gamma} + \sum hf + H = 0$$

$$\frac{(9.361 * 10^{-3} \frac{m}{s})^2}{2(9.8 \frac{m}{s^2})} + (0.10m) + 2.704m = -H$$

$$-H = 2.804m$$

Donde:

H = Carga total del dispositivo

3.7.8. FLUJO MÁSSICO

$$W = Q * \rho$$

$$W = 6.67 * 10^{-7} \frac{m^3}{s} * 984.51 \left(\frac{kg}{m^3} \right)$$

$$W = 6.57 * 10^{-7} \frac{kg}{s}$$

Donde:

W = Flujo másico

3.7.9. POTENCIA

$$P = \frac{WH}{75\varepsilon}$$

$$P = \frac{6.57 * 10^{-7} \frac{kg}{s} * 2.804m}{75 * 0.7}$$

$$P = 3.507 * 10^{-5} Hp$$

Donde:

P = Potencia

3.8. BALANCE DE MASA Y ENERGÍA

Para la obtención de los modelos matemáticos que se van a usar, partimos de los conocimientos básicos de ingeniería y de reactores, como lo son balances de materia y energía.

Con la finalidad de simplificar el modelo se han hecho algunas suposiciones:

- Se asume que la agitación es perfecta, por tanto la concentración, presión, y temperatura son iguales en cualquier punto del tanque, así como en la corriente de salida
- Se asume que no hay pérdidas de calor hacia el ambiente
- No se considera como objeto de control el sistema de agitación
- Que la temperatura de los materiales al interior del reactor son las mismas a las de los productos que están saliendo del reactor.

- El flujo de salida de productos es igual al flujo de entrada de material reactante.

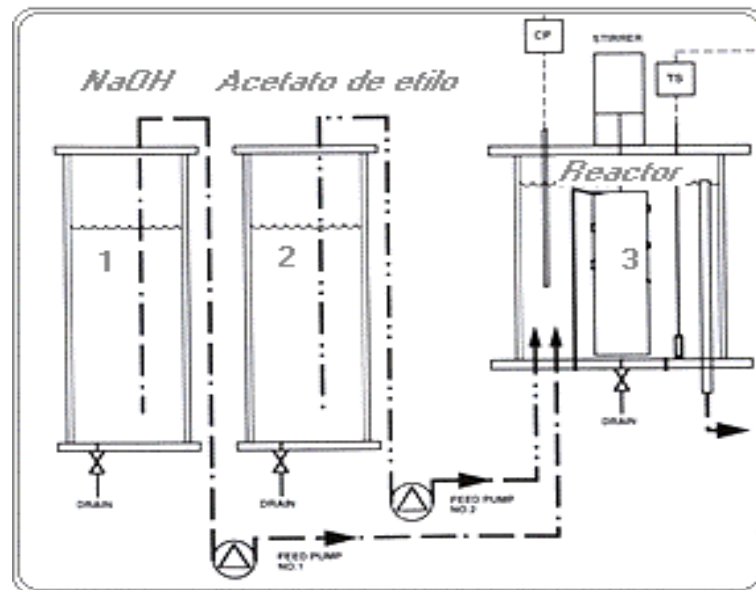
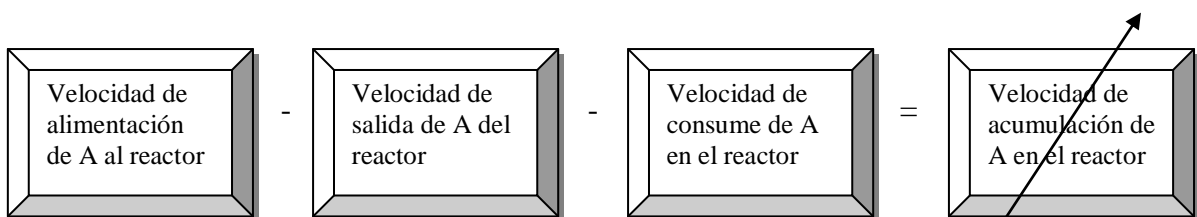


Figura 3.8-1. Esquema del reactor principal

3.8.1. BALANCE DE MASA

El balance de masa referido al reactivo limitante A de hidróxido de sodio en un reactor continuo de tanque agitado, puede expresarse a través del siguiente esquema:

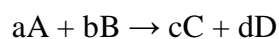


Matemáticamente puede expresarse mediante la siguiente expresión:

$$QC_{A0} - QC_A - V(-r_A) = 0$$

$$\frac{Q(C_{A0} - C_A)}{V} = (-r_A) \quad \text{Ec.3.8.1-1}$$

Así, para la siguiente reacción:

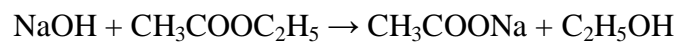


Entonces la velocidad de reacción con respecto al reactivo A se representa como se muestra a continuación:

$$(-r_A) = \frac{dC_A}{dt} = KC_A^\alpha C_B^\beta$$

α y β representan a los órdenes de reacción con respecto a A y B respectivamente.

La reacción es la saponificación del acetato de etilo e hidróxido de sodio la cual se muestra a continuación



Esta reacción se puede considerar de primer orden con respecto al hidróxido de sodio y al acetato de etilo y de segundo orden con respecto a los reactivos en conjunto con una concentración de 0.1 M de cada uno de los reactivos y una temperatura entre 20 y 40°C.

Para poder hallar la concentración del hidróxido de sodio C_A se utilizaron las correlaciones a partir de las lecturas de la conductividad y la conversión para ello se debe construir una curva de calibración de Concentración vs Conductividad para ello se preparan 3 soluciones a 0.1 M, 0.05 M y 0.025 M de NaOH en 100ml de cada una y medir sus conductividades. Para ello el conductímetro debe estar debidamente calibrado.

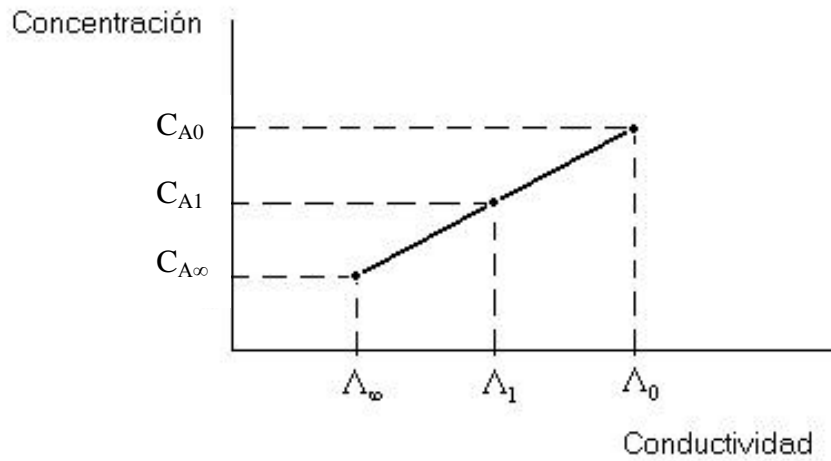


Figura 3.8.1-1. Concentración Vs. conductividad del NaOH

Para conocer cualquier valor interpolado a partir de la figura 3.8.1-1 se planteara la siguiente relación lineal utilizando como referencia dos puntos conocidos $(\lambda_0; C_{A0})$ y $(\lambda_{\infty}; C_{A\infty})$ entonces:

$$(y_2 - y_1) = m(x_2 - x_1)$$

$$m = \tan \theta = \frac{\sin \theta}{\cos \theta}$$

Es por ello que para la reacción propuesta se cumple:

$$(C_{A0} - C_A) = \left(\frac{C_{A0} - C_{A\infty}}{\lambda_0 - \lambda_{\infty}} \right) \lambda_0 - \lambda_1$$

Agrupando términos se obtiene la siguiente ecuación que permite conocer la concentración del NaOH a cualquier conductividad (λ_1) a partir de la siguiente expresión.

$$C_A = \left(\frac{C_{A0} - C_{A\infty}}{\lambda_0 - \lambda_\infty} \right) \lambda_0 - \lambda_1 + C_{A0}$$

Además la conversión del hidróxido de sodio puede ser conocida con la relación:

$$C_A = C_{A0}(1 - x_A)$$

$$x_A = \frac{C_{A0} - C_A}{C_{A0}}$$

Suponiendo que la reacción es completa y que todo lo que entra al reactor reacciona la concentración del NaOH para un tiempo infinito $C_{A\infty}$ será considerada como 0, por lo que en un tiempo muy largo las lecturas de conductividad solo corresponderán al acetato de etilo.

3.8.1.1. CONSTANTE DE VELOCIDAD ASUMIENDO EL REACTOR COMO IDEAL

Para los cálculos se utilizarán los datos cinéticos encontrados en la literatura”(10)

$$k = 0.39175 \exp \left[5472.7 \left(\frac{1}{273} - \frac{1}{T} \right) \right] \quad \text{Ec. 3.8.1.1-1}$$

Tomando un promedio para la temperatura de salida del reactor:

$$T = 25^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

Reemplazando T en la ecuación 3.8.1.1-1 obtenemos

$$k = 2.105 \frac{\text{m}^3}{\text{kmol} \cdot \text{min}}$$

3.8.1.2. CÁLCULO DE LA CONSTANTE CINÉTICA DE LA REACCIÓN QUÍMICA

A partir de la ecuación 3.8.1-1 se halló la constante cinética real de reacción.

$$\frac{Q(C_{A0} - C_A)}{V} = (-r_A)$$

$$kC_A^2 = \frac{Q(C_{A0} - C_A)}{V}$$

$$k = \frac{Q(C_{A0} - C_A)}{VC_A^2}$$

$$k = \frac{40 \frac{\text{ml}}{\text{min}} (0.1 - 0.021) \frac{\text{mol}}{\text{L}}}{3000 \text{ml} \cdot 0.021^2}$$

$$k = 2.38 \frac{\text{L}}{\text{mol} \cdot \text{min}}$$

3.8.1.3. CÁLCULO DE LA CONCENTRACIÓN FINAL DEL HIDRÓXIDO DE SODIO.

$$C_{A0} = 0.1 \text{ mol/litro}$$

C_A = Concentración de hidróxido de sodio a la salida del reactor que se calcula a partir de la curva de calibración.

$$C_A = \left(\frac{C_{A0} - C_{A\infty}}{\lambda_0 - \lambda_\infty} \right) \lambda_0 - \lambda_1 + C_{A0}$$

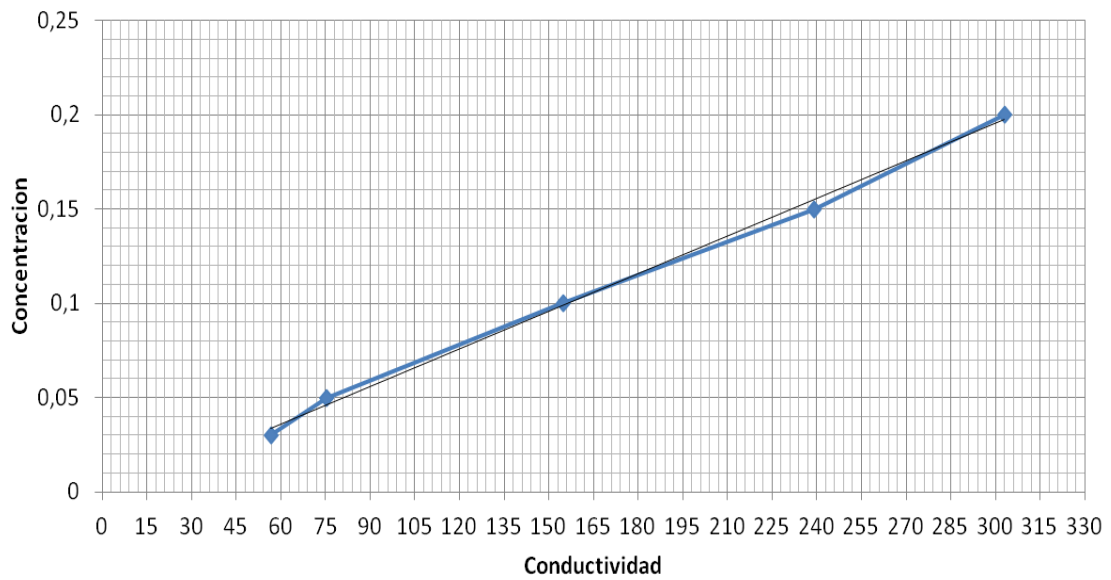


Figura 3.8.1.3-1. Gráfica de la concentración Vs la conductividad del hidróxido de sodio a distintas concentraciones

Donde:

$$m = \text{Pendiente} = \left(\frac{C_{A0} - C_{A\infty}}{\lambda_0 - \lambda_{\infty}} \right) \text{ que se calcula a partir de la figura 3.8.1.3-1.}$$

Entonces:

$$m = \frac{(y_2 - y_1)}{(x_2 - x_1)} = \left(\frac{C_{A0} - C_{A\infty}}{\lambda_0 - \lambda_{\infty}} \right) = 6.77 * 10^{-4}$$

$$C_A = 6.77 * 10^{-4}(38.7 - 154.7) + 0.10$$

$$C_A = 0.021 \text{ mol/l}$$

3.8.1.4. CÁLCULO DE LA CONVERSIÓN DEL HIDRÓXIDO DE SODIO

$$x_A = \frac{C_{A0} - C_A}{C_{A0}}$$

$$x_A = \frac{0.1 - 0.021}{0.1} = 0.79$$

3.8.1.5. CÁLCULO DEL TIEMPO ESPACIAL

$$\tau = \frac{V}{Q} = \frac{3000ml}{80 \frac{ml}{min}} = 37.50 \text{ minutos}$$

3.8.1.6. CÁLCULO DE LAS CANTIDADES DE PRODUCTOS OBTENIDOS

Además con una alimentación de 40 ml/min de hidróxido de sodio y 40ml/min de acetato de etilo flujos con los cuales se trabajo para realizar las pruebas de laboratorio que fueron encontrados en la literatura se obtuvieron los siguientes resultados.

Para lo cual:

$$\rho_{NaOH} = 984.51 \text{ kg/m}^3$$

Entonces:

$$40 \frac{ml}{min} NaOH * \frac{1min}{60s} * \frac{0.985g}{ml} = 0.65 \frac{g}{s}$$

$$0.65 \frac{g}{s} NaOH * \frac{1mol NaOH}{40g NaOH} * \frac{1mol AcNaOH}{1mol NaOH} * \frac{82.04g AcNaOH}{1mol AcNaOH} = 1.33 \frac{g}{s} AcNaOH$$

$$0.65 \frac{g}{s} NaOH * \frac{1mol NaOH}{40g NaOH} * \frac{1mol EtOH}{1mol NaOH} * \frac{46.07g EtOH}{1mol EtOH} = 0.74 \frac{g}{s} EtOH$$

Donde:

$NaOH$ = Hidróxido de sodio

$AcNaOH$ = Acetato de Sodio

$EtOH$ = Etanol

Este cálculo será utilizado posteriormente en el balance de energía para determinar el volumen necesario de vapor suministrado para obtener la temperatura adecuada para que se produzca la reacción química.

3.8.2. BALANCE DE ENERGÍA

Para un proceso continuo en estado estacionario (acumulación = 0) el balance de energía en el que los reactivos y productos salen en el estado estándar (25°C y 1 atm) como lo es del caso y suponiendo que entran cantidades estequiométricas de los reactivos y reaccionan por completo, los términos de calor sensible son cero y el balance de energía se reduce a $Q = AH$ donde $\Delta H^{\circ}rxn$ es el símbolo que se usa para lo

que se denomina calor de reacción en el estado estándar.

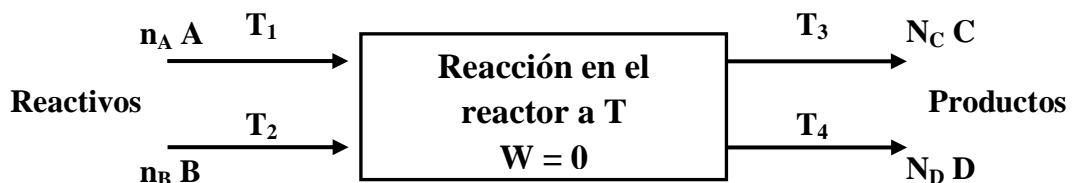


Figura 3.8.2-1. Balance de energía con reacción química

3.8.2.1. CÁLCULO DEL CALOR DE REACCIÓN

En el caso especial de un proceso continuo en estado estacionario (acumulación = 0) en el que los reactivos y productos salen en el estado estándar (25C y 1atm) y en el que entran cantidades estequiométricas de los reactivos y reaccionan por completo, los

términos de calor sensible son cero y el balance de energía se reduce a $Q = \Delta H$ donde:

(11)

$$Q = \Delta H_{rxn}$$

$$\Delta H_{rxn} = \Delta H^{\circ}_{rxn} + \Delta C_p \Delta T$$

$$\Delta H^{\circ}_{rxn} = \Delta H^{\circ}_{producto} - \Delta H^{\circ}_{reactivos}$$

$$\Delta H^{\circ}_{rxn} = \Delta H^{\circ}_{etanol} + \Delta H^{\circ}_{AcNa} - \Delta H^{\circ}_{AcEt} - \Delta H^{\circ}_{NaOH}$$

$$\Delta H^{\circ}_{rxn} = [-56.12 - 169.8 + 105.86 + 101.99] \frac{Kcal}{mol}$$

$$\Delta H^{\circ}_{rxn} = -18.07 \frac{Kcal}{mol} = -75655.476 \frac{J}{mol}$$

$$\Delta C_p = C_{preactivos} - C_{productos}$$

$$\Delta C_p = C_{pAcEt} + C_{pNaOH} - C_{petanol} - C_{pAcNa}$$

$$\Delta C_p = (169.6 + 57.213 - 65.07 - 97.49) \frac{J}{mol K}$$

$$\Delta C_p = 64.253 \frac{J}{mol K}$$

$$\Delta H_{rxn} = -75655.476 \frac{J}{mol} + 64.253 \frac{J}{mol K} (31.3 - 28)$$

$$\Delta H_{rxn} = -75443.4 \frac{J}{mol}$$

Podemos comprobar que la reacción es exotérmica, es decir que libera energía o calor.

3.8.2.2. CÁLCULO DE LA CANTIDAD DE AGUA NECESARIA PARA QUE SE DÉ LA REACCIÓN QUÍMICA

$$Q_{cedido} = Q_{absorbido}$$

Calor latente cedido a 44 C

= Calor absorbido por los productos

+ Calor latente del vapor a la temp.de salida

$$V\lambda_{CFE} = (CH_A + DH_B) + V\lambda_{CFs}$$

Donde:

V = Flujo másico de agua

λ_{CFE} = Calor latente de vapor a una temperatura de 44 °C

C y D = Flujo másico del acetato de sodio y el etanol respectivamente

H_C = Entalpia del acetato de sodio

H_D = Entalpia del etanol

λ_{CFs} = Calor latente de vapor a una temperatura de 39 °C

El calor latente de agua que se va a su administrar al reactor es:

Para una Temperatura de 44 °C tenemos según el Anexo III:

$$\lambda_{CFE} = H_v - h_L$$

$$\lambda_{CFE} = (2583.2 - 188.45) \frac{KJ}{Kg}$$

$$\lambda_{CFE} = 2394.75 \frac{KJ}{Kg}$$

Teóricamente tenemos una temperatura de salida de vapor a 39 °C en las tablas de vapor saturado de:

$$\lambda_{CFs} = H_v - h_L$$

$$\lambda_{CFs} = (2574.3 - 167.57) \frac{KJ}{Kg}$$

$$\lambda_{CFs} = 2406.73 \frac{KJ}{Kg}$$

Considerando que según la tabla 3-181 de libro de PERRY Robert H, *Manual del ingeniero químico*, 6ta edición:

$$CpAcNa = 97.49 \frac{J}{mol K} \quad 1.09 \frac{KJ}{Kg K}$$

$$Cpetanol = 65.07 \frac{J}{mol K} \quad 1.41 \frac{KJ}{Kg K}$$

Entonces:

$$V\lambda_{CFs} = \left(C \int_{T_1}^{T_2} Cp dT + D \int_{T_1}^{T_2} Cp dT \right) + V\lambda_{CFs}$$

$$2394.75 \frac{KJ}{Kg} V = \left(\left(0.0013Kg * 1.09 \frac{KJ}{Kg K} * (298 - 292)K \right) \right) \\ + \left(\left(7.4 * 10^{-4} Kg * 1.41 \frac{KJ}{Kg K} * (298 - 292)K \right) \right) + 2406.73 \frac{KJ}{Kg}$$

$$V = 1.005 Kg \cong 1.005 l$$

3.9. RESULTADOS

TABLA 3.9-1. ANÁLISIS FÍSICOS DEL HIDRÓXIDO DE SODIO (0.1 M)

DETERMINACIÓN	UNIDADES	RESULTADOS
DENSIDAD	kg/m ³	$\rho = 984.51$
VISCOSIDAD	Pa . s	$\mu = 0.51 \cdot 10^{-3}$

TABLA 3.9-2. ANÁLISIS FÍSICOS DEL ACETATO DE ETILO (0.1 M)

DETERMINACIÓN	UNIDADES	RESULTADOS
DENSIDAD	kg/m ³	$\rho = 980.25$
VISCOSIDAD	Pa . s	$\mu = 0.44 \cdot 10^{-3}$

**TABLA 3.9-3. CONDUCTIVIDADES A LAS DIFERENTES
CONCENTRACIONES DEL HIDRÓXIDO DE SODIO**

DETERMINACIÓN CONCENTRACIÓN (M)	UNIDADES	RESULTADOS
0.03	ms/cm	56.6
0.05	ms/cm	75.4
0.1	ms/cm	154.7
0.15	ms/cm	239
0.2	ms/cm	303

**TABLA 3.9-4. CONDICIONES INICIALES DE OPERACIÓN DEL SISTEMA
PARA CADA CORRIENTE DE ENTRADA**

DETERMINACIÓN	UNIDADES	RESULTADOS
TEMPERATURA	°C	25
FLUJO VOLUMÉTRICO	ml/min	40
CONCENTRACIÓN	mol/l	0.1

**TABLA 3.9-5. RESULTADOS FINALES DE LA CONVERSIÓN Y LA
CONSTANTE DE VELOCIDAD DE LA REACCIÓN EN FUNCIÓN DEL
HIDRÓXIDO DE SODIO**

DETERMINACIÓN	UNIDADES	RESULTADOS
CONVERSIÓN	%	79
CONCENTRACIÓN FINAL DEL REACTIVO	mol/l	0.021
CONSTANTE DE VELOCIDAD DE LA REACCIÓN QUÍMICA	$\frac{1}{\text{mol. min}}$	2.38

3.9.1. DIMENSIONAMIENTO DEL REACTOR

TABLA 3.9.1-1. DIMENSIONAMIENTO DEL REACTOR

DESCRIPCIÓN	VARIABLE	INDICADOR
CAMARA DE EBULLICIÓN		
Volumen	3216.99	cm ³
Altura (H)	20	cm
Diámetro (D _i)	16	cm
Ancho de Deflectores (J)	1.3	cm
CAMARA DE CALEFACCIÓN		
Volumen	3190.68	cm ³
Altura	18.5	cm
Diámetro	21	cm
SISTEMA DE AGITACION		
Distancia entre el Fondo y el rodete (E)	5.5	cm
Diámetro del Rodete (D _a)	5.5	cm
Alto de la Paleta (W)	1.1	cm
Ancho de la Paleta (L)	1.4	cm

3.10. ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

Para la demostración del correcto funcionamiento del equipo en el interior del reactor químico se desarrollará una reacción de saponificación, que son aquellas en las que interviene un ácido graso (o un lípido saponificable, portador de residuos de ácidos grasos) y una base o alcalino, en la que se obtiene como principal producto la sal de dicho ácido y de dicha base. Por ejemplo, los jabones son sales de ácidos grasos y metales alcalinos que se obtienen mediante este proceso.

Para que la reacción transcurra normalmente, se debe procurar mantener la temperatura dentro del reactor alrededor de 23°C y 40°C (296 a 313 K) en donde mediante datos obtenidos en la literatura y mediante las pruebas realizadas se logro determinar un valor de la temperatura de 25 °C (298 K) una concentración de 0.1 M y un flujo continuo de 40 ml/min de de cada unos de los reactivos utilizados.

Con estas concentraciones, temperatura, flujo de entrada y tiempo de residencia de 38 minutos aproximadamente se logro obtener un conversión de 79% del reactivo limitante que es el hidróxido de sodio con una concentración final de 0.021 mol/l y una constante de velocidad de $2.38 \frac{\text{L}}{\text{mol}\cdot\text{min}}$.

3.11. REQUERIMIENTOS PRESUPUESTARIO

3.11.1. RECURSOS HUMANOS

TABLA 3.11.1-1. RECURSOS HUMANOS

DENOMINACIÓN	COSTO (dólares)
Mano de Obra para la construcción del equipo	400.00
Mano de obra para la conexiones del Sistema Eléctrico	150.00
TOTAL	550.00

Fuente: Mónica Bayas, Cristian Núñez

3.11.2. RECURSOS MATERIALES

TABLA 3.11.2-1. RECURSOS MATERIALES

DENOMINACIÓN	COSTO (dólares)
Materiales y Suministros de Oficina	80.00
Reactivos para pruebas de Laboratorio	200.00
Materiales para la construcción de Equipo (Anexo IV)	1538
Varios	350.00
TOTAL	2168.00

Fuente: Mónica Bayas, Cristian Núñez

3.11.3. RECURSOS TOTALES

TABLA 3.11.3-1. RECURSOS TOTALES

DENOMINACIÓN	COSTO (dólares)
Recursos Humanos	550.00
Recursos Materiales	2168.00
Subtotal	2718.00
Imprevistos 10%	271.80
TOTAL	2989.80

Fuente: Mónica Bayas, Cristian Núñez

CAPÍTULO IV

CONCLUSIONES Y

RECOMENDACIONES

4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1. CONCLUSIONES

- Se efectuó el diseño y construcción de un reactor de mezcla completa en acero inoxidable por su resistencia a la corrosión que tiene con un volumen de 3 litros y una agitación de 240 rpm.
- Los valores de las variables utilizadas para la práctica son: los flujos de entrada de 40 ml/min con una concentración de 0.1 M de hidróxido de sodio y 40 ml/min con una concentración de 0.1 M de acetato de etilo.
- Se comprobó que la reacción entre el acetato de etilo y el hidróxido de sodio es exotérmica porque el valor del calor de reacción obtenido es de -75443.4 J/mol.
- Se obtuvo una conversión de hidróxido de sodio de 0.79, una concentración final de 0.021 mol/l y una constante de velocidad de $2.38 \frac{\text{L}}{\text{mol}\cdot\text{min}}$ lo que demuestra el funcionamiento del reactor de mezcla completa.
- El grado de concentración del reactivo disminuye a medida que la conductividad de la solución disminuye, es decir son directamente proporcionales.
- También al analizar los tiempos de residencia no podemos asegurar que todas las moléculas de fluido hayan permanecido este tiempo reportado por igual, esto nos lleva a concluir que trabajamos en un reactor real.
- Se determinó que dentro del reactor el régimen de flujo es turbulento debido a que se obtuvo un número de Reynolds de 2.3×10^5 .
- En nuestro desempeño como ingenieros creo que esta práctica nos ayudó a entender mejor las características de un reactor de mezcla completa, además que se pudo comprobar que no se trabaja en reactores ideales como dice la teoría sino

en reactores reales esta hipótesis se puede evidenciar comparando la constante de la velocidad de la teoría con la constante de velocidad encontrada en la práctica.

4.2. RECOMENDACIONES

- Se recomienda utilizar de inmediato el hidróxido de sodio para preparar las soluciones además de un almacenamiento adecuado del reactivo debido a que es una sustancia hidrófila.
- Se recomienda que al preparar las soluciones a utilizar se lo realice con el equipo de seguridad industrial adecuado, debido a que las sustancias químicas son de alto grado de peligrosidad.
- Para la realización de las prácticas de laboratorio en el reactor se recomienda utilizar reactivos de alta pureza para que tenga lugar la reacción deseada.
- Para la correcta puesta en marcha y mantenimiento del reactor se deberá guiarse en el manual de operación del equipo.

BIBLIOGRAFÍA

GENERAL

- 1.- DENBIGH, K.G. *Introducción a la teoría de los reactores químicos*. Limusa, México, 1990, 513 p.
- 2.- FOGLER, H.S. *Elements of chemical reaction engineering*, Prentice Hall PTR, New Jersey, 2005, 323 p.
- 3.- FROMENT, G.F. *Chemical reactor analysis and design*. Wiley. New York, 1990. 550 p.
- 4.- LEVENSPIEL, Octave. *Ingeniería de las reacciones químicas*, 2da. ed., Reverte, Barcelona, 1987, 662 p.
- 5.- PERRY, Robert H. *Manual del ingeniero químico*, 6ta. ed., Mc-Graw Hill. Madrid, 2001. 2582 p.
- 6.- SMITH, J.M. *Ingeniería de la cinética química*, 1ra. ed., CECSA, México, 1992. 775 p.

ESPECÍFICA

- 7.- BARRETO, G. F. *Reactores homogéneos con efectos térmicos*, 2da. ed., Continental, Mexico, 2000. Pp. 89.
- 8.- CHOPEY, Nicolas P. *Handbook of chemical engineering calculations*, 3ra. ed., Mc-Graw Hill. 2006. Pp. 275.
- 9.- FARINA, I. *Introducción al diseño de reactores químicos*, EUDEBA, España 1986. Pp. 47.
- 10.- GEANKOPLIS, C.J. *Procesos de transporte y operaciones unitarias*, 3ra. ed., Continental, México, 1998. Pp. 161-172.

- 11.- HIMMELBLAU, D. *Principios básicos y cálculos en ingeniería química*, 6ta. ed., Prentice Hall PTR, México, 2000. Pp. 441- 490.
- 12.- MAZZA, G. D. *Reactores homogéneos con efectos térmicos*, 2da. ed., Limusa, Mexico, 2000. Pp. 163.
- 13.- Mc CABE W/ SMITH J. *Operaciones unitarias de ingeniería química*, 6ta. ed., Mc Graw Hill, México, 1998. Pp. 260-266.
- 14.- POTTER, M. *Termodinámica para ingenieros*, 6ta. ed., Mc Graw Hill, España, 1996. Pp. 188-190.

CITAS BIBLIOGRÁFICAS

- (1) LEVENSPIEL, Octave. *Ingeniería de las reacciones químicas*, 2da. ed., Reverte, Barcelona, 1987. Pp. 107-108.
- (2) DENBIGH, K.G. *Introducción a la teoría de los reactores químicos*. Limusa, México, 1990. Pp. 290.
- (3) LEVENSPIEL, Octave. *Ingeniería de las reacciones químicas*, 2da. ed., Reverte, Barcelona, 1987. Pp111-112.

CONDUCTIVIDAD EN LA REACCIÓN QUÍMICA

- (4) <http://www.buenastareas.com/ensayos/Reactores-Cstr/2392439.html>
2011-07-25
- (5) Mc CABE W/ SMITH J. *Operaciones unitarias de ingeniería química*, 6ta. ed., Mc Graw Hill, México, 1998. Pp. 110-125.
- (6) MC CABE, V. *Operaciones unitarias en ingeniería química*, 6ta ed., Mc Graw Hill, México, 1980, Pp. 110 - 125.
- (7) BRITO, H. *Texto básico de mecánica de fluidos*, Edipcentro, Riobamba, 2006. Pp. 75 - 104.

MEDIDORES DE FLUJOS DE FLUIDOS

- (8) www.itescam.edu.mx/principal/sylabus/fpdb/recursos/r67033.doc

2011-06-12

PRACTICA DE LABORATORIO

- (9) <http://cbi.izt.uam.mx/iq/Practicas%20Laboratorios/Reactores/PRACTICA3.pdf>

2011-07-18

- (10) FOGLER, H.S. *Elements of chemical reaction engineering*, Prentice Hall PTR, New Jersey, 2005. Pp. 60.

- (11) HIMMELBLAU, D. *Principios básicos y cálculos en ingeniería química*, 6ta. ed., México, 2000. Pp. 444.

INTERNET

AGITACIÓN

- 1.- <http://cbi.izt.uam.mx/iq/Laboratorio%20de%20Operaciones%20Unitarias/Practicas%20Laboratorios/PRACTICA1>

2011-07-13

BOMBAS

- 2.- <http://www.savinobarbera.com/espanol/scelta-pompe.html>

2011-07-30

DISEÑO DE REACTORES

- 3.- http://galeon.com/machver/DISENO2/Practica_3.pdf

- 4.- <http://www.fing.edu.uy/iiq/maestrias/DisenioReactores/materiales/notas1.pdf>

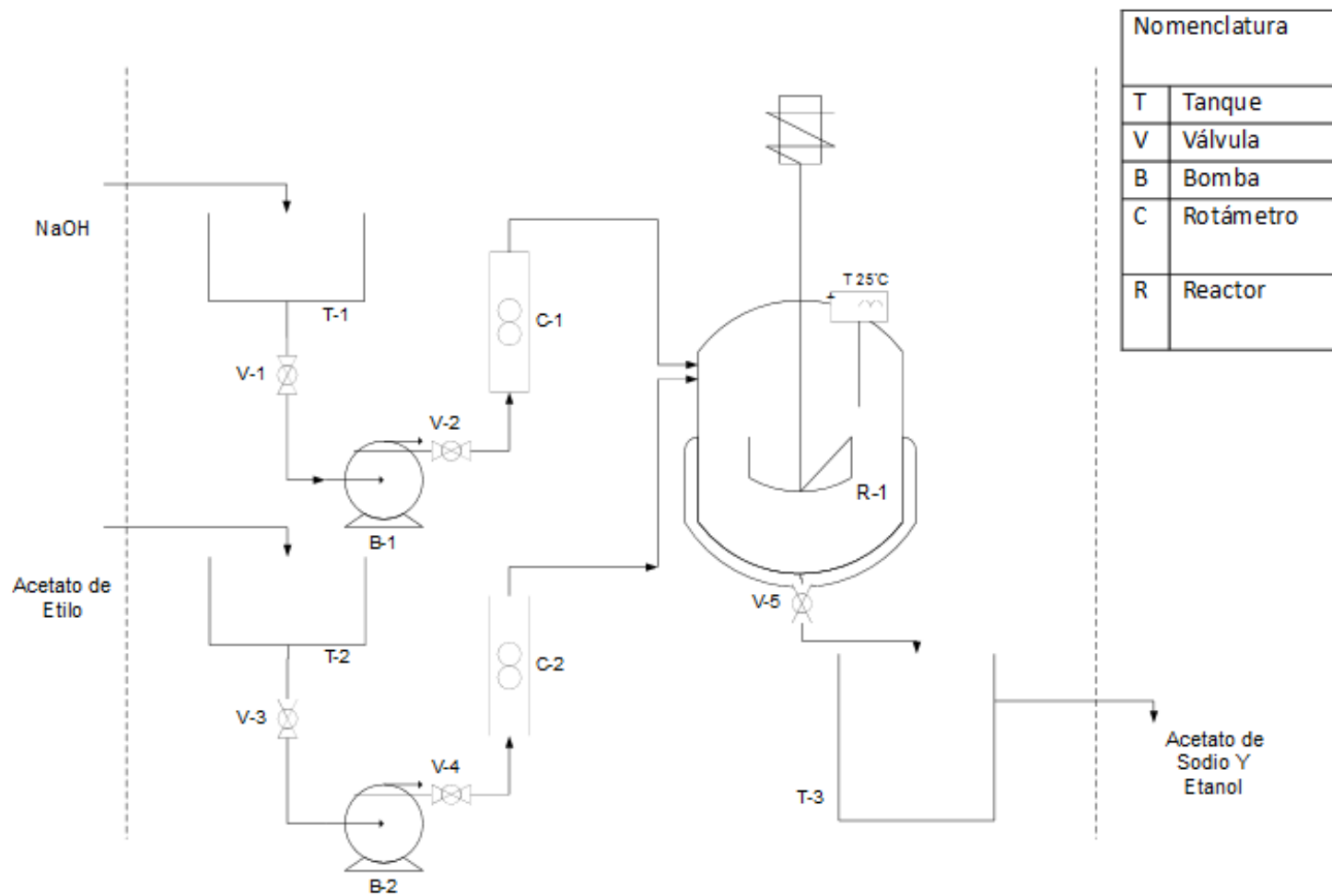
INGENIERÍA DE LA REACCIÓN QUÍMICA

- 5.- <http://ocw.upm.es/ingenieria-quimica/ingenieria-de-la-reaccionquimica/contenidos>
OCW/LO/cap1.pdf
2011-03-03
PRACTICA DE LABORATORIO DE REACCIONES
- 6.- <http://ocw.upm.es/ingenieria-quimica/ingenieria-de-la-reaccion-quimica/practicas>
REACTORES
- 7.- http://www.galeon.com/mcoronado/ANALISIS_UNIDADES/04REACTORES
2011-05-18
REACTOR DE MEZCLA COMPLETA
- 8.- <http://ocw.uc3m.es/ingenieria-quimica/quimica-ii/material-de-clase-1/MC-F-003>
2011-04-03
- 9.- http://www.galeon.com/mcoronado/PRACTICAS_I/13Practica13.pdf
2011-04-28
REACTOR QUÍMICO
- 10.- http://www.elprisma.com/apuntes/ingenieria_quimica/reactorquimico/default2.asp
2011-01-15

ANEXOS

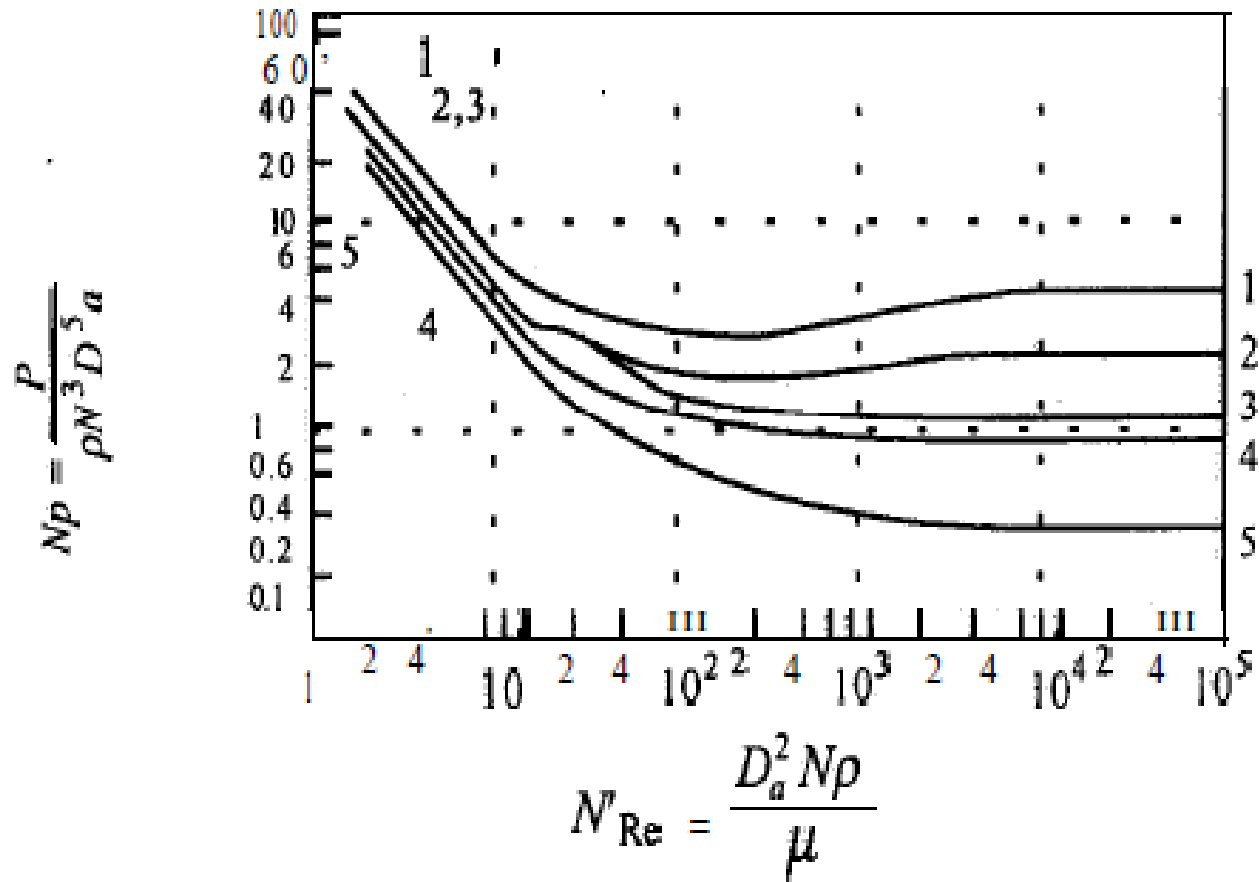
ANEXOS I

DIAGRAMA DE INGENIERÍA DEL REACTOR DE MEZCLA COMPLETA



ANEXOS II

GRÁFICA DE LAS CORRELACIONES DE POTENCIA PARA DIVERSOS IMPULSORES Y DEFLECTORES



ANEXOS IV

REACTOR DE MEZCLA COMPLETA

